



TUGAS AKHIR - TM141585

***ANALISA HEAT BALANCE THERMAL OXIDIZER
DENGAN WASTE HEAT RECOVERY UNIT
(STUDI KASUS CENTRAL PROCESSING PLANT
GUNDIH)***

ALFIAN BANI SUSILOPUTRA
NRP. 2112100030

Dosen Pembimbing
Bambang Arip Dwiyantoro, ST., M.Eng., Ph.D.

JURUSAN TEKNIK MESIN
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2017



TUGAS AKHIR - TM141585

***ANALISA HEAT BALANCE THERMAL OXIDIZER DENGAN
WASTE HEAT RECOVERY UNIT (STUDI KASUS CENTRAL
PROCESSING PLANT GUNDIH)***

ALFIAN BANI SUSILOPUTRA

NRP. 2112100030

Pembimbing:

Bambang Arip Dwiyantoro, ST., M.Eng., Ph.D.

JURUSAN TEKNIK MESIN

Fakultas Teknologi Industri

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya 2017



FINAL PROJECT - TM141585

**HEAT BALANCE ANALYSIS OF THERMAL OXIDIZER WITH
WASTE HEAT RECOVERY UNIT (CENTRAL PROCESSING
PLANT GUNDIH CASE STUDY)**

ALFIAN BANI SUSILOPUTRA

Registration No. 2112100030

Academic Advisor:

Bambang Arip Dwiyantoro, ST., M.Eng., Ph.D.

DEPARTMENT MECHANICAL ENGINEERING

Faculty of Industrial Technology

Sepuluh Nopember Institute of Technology

Surabaya 2016

**ANALISA HEAT BALANCE THERMAL OXIDIZER
DENGAN WASTE HEAT RECOVERY UNIT
(STUDI KASUS CENTRAL PROCESSING
PLANT GUNDIH)**

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Mesin
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

Alfian Bani Susiloputra
NRP. 2112.100.030

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Bambang Arip D., ST, M.Eng, PhD. (Pembimbing)
NIP. 197804012002121001
2. Prof. Dr.Eng. Prabowo, M.Eng. (Penguji I)
NIP. 196505051990031005
3. Dr. Bambang Sudarmanta, ST, MT (Penguji II)
NIP. 197301161997021001
4. Ary Bachtiar K.P., ST, MT, PhD. (Penguji III)
NIP. 197105241997021001

SURABAYA

JANUARI, 2017

ANALISA HEAT BALANCE THERMAL OXIDIZER DENGAN WASTE HEAT RECOVERY UNIT (STUDI KASUS CENTRAL PROCESSING PLANT GUNDIH)

Nama Mahasiswa : Alfian Bani Susiloputra

NRP : 2112 100 030

Jurusan / Fakultas : Teknik Mesin / FTI - ITS

Dosen Pembimbing : Bambang Arip D., ST., M.Eng., Ph.D.

Abstrak

Central Processing Plant (CPP) merupakan plant yang memproses feed gas hingga menjadi natural gas siap pakai. Pengolahan feed gas di CPP menimbulkan dampak limbah berupa waste gas, terdiri dari acid gas dan vent gas, yang diolah terlebih dahulu sebelum dilepas ke lingkungan. Thermal Oxidizer (TOX) memiliki peran penting dalam mengatasi waste gas. Kinerja TOX ditentukan dari proses pembakaran yang terjadi pada burner serta suhu oksidasi waste gas pada chamber. Energi panas gas buang (flue gas) dimanfaatkan pada Waste Heat Recovery Unit (WHRU) yang berada diatas chamber, digunakan untuk memanaskan hot oil. Kondisi operasional pembakaran TOX di CPP saat ini, jumlah input sangat berbeda dengan desain awal. Suhu pembakaran juga sangat tinggi, yaitu diatas 1.600°F (1.144,261K). Sementara itu WHRU belum berjalan secara normal, suhu hot oil pada outlet WHRU masih 330-340°F (438,706-444,261K).

Analisa pembakaran TOX dilakukan dengan analisa termodinamika pada jumlah bahan bakar serta jumlah udara dan excess air untuk mendapatkan pembakaran sempurna dan suhu ideal pada chamber, yaitu 1.500-1.600°F (1.088,706-1.144,261K). Bahan bakar yang digunakan sejumlah 60%-100% dari fuel gas operasional dengan kenaikan 20%, sedangkan excess air yang digunakan 10%-35% dengan kenaikan 5%. Selain itu pemanfaatan energi panas flue gas pada WHRU dilakukan analisa supaya suhu hot oil keluar WHRU mencapai 350°F (449,817K). Analisa WHRU dilakukan dengan analisa perpindahan panas compact heat

exchanger, untuk mendapatkan flowrate dari hot oil dari suhu dan laju aliran massa flue gas hasil variasi pembakaran TOX tersebut.

Dari penelitian Tugas Akhir ini, suhu TOX hasil pembakaran operasional yang sesuai dengan desain awal yaitu pada 60% fuel gas dengan excess air (EA) antara 30% hingga 35%. Pada 60% fuel gas dengan EA antara 30% hingga 35% didapatkan suhu antara 1.095K hingga 1.138K. Pada hasil analisa WHRU, untuk mencapai suhu hot oil sebesar 350°F (449,817K) pada variasi TOX tersebut diperlukan laju aliran massa hot oil sebesar 1.257,720 kg/jam dan 1.481,420 kg/jam.

Kata kunci : Thermal Oxidizer, pembakaran, excess air, Waste Heat Recovery Unit.

HEAT BALANCE ANALYSIS OF THERMAL OXIDIZER WITH WASTE HEAT RECOVERY UNIT (CENTRAL PROCESSING PLANT GUNDIH CASE STUDY)

Name : Alfian Bani Susiloputra
Registration No. : 2112 100 030
Departement : Teknik Mesin / FTI - ITS
Academic Advisor : Bambang Arip D., ST., M.Eng., Ph.D.

Abstract

Central Processing Plant (CPP) is a plant that processes the feed gas into ready to use natural gas. This process cause waste which need to be treated before it released into the environment. Thermal Oxidizer has an important role in solve that problem. TOX performance determined from combustion process that occurs at the burner as well as temperature oxidation of waste gas in the chamber. The heat of flue gas is used in the Waste Heat Recovery Unit (WHRU), which located above the chamber, to heat hot oil. In the current operating conditions of combustion in TOX, the number of input supply has a significant difference from the initial design. The combustion temperature has also exceed from the design, that is above 1,600°F (1,144.261K). Meanwhile the WHRU is not running normally. The temperature of hot oil on the outlet WHRU is still 330-340°F (437.706-444.261K).

TOX combustion analysis conducted by the thermodynamic analysis on the amount of fuel, air and excess air to get the perfect and ideal temperature combustion chambers, that is 1.500-1.600°F (1,088.706-1,144.261K). The amount of fuel use 60% -100% of the operational fuel gas with a rise of 20%, while excess air use 10% -35% with a rise of 5%. In addition, analysis of WHRU need to be conducted to utilize of heat in the flue gas so that the temperature of hot oil on the outlet WHRU reached 350°F (449.817K). WHRU analysis conducted by compact heat exchangers heat transfer analysis, to obtain the hot oil flow rate from temperature and mass

flow rate of flue gases produce from combustion variation of the TOX.

From this final project research, TOX combustion temperature that same with the initial design is at 60% of fuel gas with excess air (EA) between 30% to 35%. In 60% of fuel gas with EA between 30% to 35% obtained a temperature between 1,095K up to 1,138K. In the results of WHRU analysis, to reach the temperature of hot oil at 350°F (449.817K) on the variation of the TOX required mass flow rate of hot oil amounted to 1,257.720 kg/hour and 1,481.420 kg/hour.

Keywords : Thermal Oxidizer, combustion, excess air, Waste Heat Recovery Unit.

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis panjatkan kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik, dan hidayah-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir yang berjudul “Analisa *Heat Balance Thermal Oxidizer* dengan *Waste Heat Recovery Unit* (Studi Kasus *Central Processing Plant* Gundih)”. Tugas akhir ini disusun sebagai salah satu syarat untuk meraih gelar sarjana teknik di Jurusan Teknik Mesin Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Penyusunan laporan ini tidak terlepas dari bantuan, bimbingan, dan dukungan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Ibu, Bapak, Akhrisya, Agil, dan segenap keluarga besar penulis yang telah memberikan segala dukungan, nasihat, dan doa yang selalu dipanjatkan untuk penulis.
2. Bapak Bambang Arip Dwiyanoro, ST., M.Eng., Ph.D. selaku dosen pembimbing yang telah memberikan ilmu, bimbingan, saran, waktu, tenaga, dan pikirannya sehingga tugas akhir ini dapat terselesaikan dengan baik.
3. Bapak Dr. Ir. Atok Setiawan, M.Eng.Sc., Prof. Dr.Eng. Prabowo, M.Eng., Dr. Bambang Sudarmanta, ST., MT., dan Ary Bachtiar K.P., ST., MT., Ph.D. selaku dosen penguji pada seminar proposal dan sidang tugas akhir yang telah memberikan ilmu, kritik, dan saran demi kesempurnaan tugas akhir ini.
4. Seluruh Bapak/Ibu dosen pengajar dan karyawan di Jurusan S1 Teknik Mesin ITS yang telah memberikan banyak ilmu dan bantuan selama menjalani kuliah, baik akademik maupun non-akademik.
5. Bapak Cahyo dan seluruh karyawan PT. Pertamina EP Asset 4 Field Cepu dan PT. Titis Sampurna di CPP Gundih yang telah memberikan izin dan membantu dalam penyelesaian tugas akhir ini.

6. Mas Salman, Mas Rudy, Gary, Mubin, Riko, Anang, Gigih, dan seluruh keluarga besar Arek Pekalongan (APEL) Surabaya yang telah memberikan cerita, pengalaman, bantuan, dan dukungan selama menjalani kuliah dan kehidupan di Surabaya.
7. Hendyt, Arvin, Marsha, Cindy, Ulul, Utha, Halima, Idzni, Nabela, dan seluruh keluarga besar UKM TDC yang telah memberikan banyak pengalaman diluar akademik khususnya di bidang kewirausahaan dan kebersamaan di sekretariat UKM TDC.
8. Seluruh keluarga besar Laboratorium Perpindahan Panas yang telah memberikan kritik, saran dan bantuan dalam menyelesaikan tugas akhir .
9. Teman-teman T.Mesin ITS angkatan M55 yang telah memberikan bantuan dan dukungan selama menjalani perkuliahan dan menyelesaikan tugas akhir.
10. Ryan dan Anson selaku teman seperjuangan dalam menyelesaikan seluruh rangkaian tugas akhir ini.
11. Semua pihak yang tidak dapat penulis sebut satu per satu, saya ucapkan terima kasih banyak.

Penulis menyadari bahwa masih banyak kekurangan dalam penulisan tugas akhir ini. Oleh karena itu, penulis sangat mengharapkan kritik dan saran dari semua pihak. Penulis berharap tugas akhir ini dapat bermanfaat dan berkontribusi dalam ilmu pengetahuan khususnya di bidang konversi energi.

Surabaya, Januari 2017

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PENGESAHAN	
ABSTRAK	i
ABSTRACT	iii
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR GAMBAR	xiii
DAFTAR SIMBOL	xv
DAFTAR LAMPIRAN	xvii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Perumusan Masalah	3
1.3 Tujuan dan Manfaat Penelitian	3
1.4 Batasan Masalah	3
1.5 Sistematika Laporan	4
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	7
2.1 <i>Thermal Oxidizer</i> (TOX)	7
2.2 <i>Waste Heat Recovery Unit</i> (WHRU)	8
2.3 Analisa Termodinamika Siklus Terbuka / Volume Atur	9
2.4 Prinsip Dasar Pembakaran	13
2.4.1 Pembakaran dan Bahan Bakar	13
2.4.2 Kebutuhan Udara Proses Pembakaran	15
2.4.3 Campuran Gas Ideal	16
2.5 Konversi Energi Sistem Reaktif	18
2.5.1 Evaluasi Entalpi Sistem Reaktif	18
2.5.2 Keseimbangan Energi Sistem Reaktif Volume Atur pada Kondisi Tunak	20
2.5.3 Temperatur Api Adiabatik	20
2.6 Prinsip Dasar Perpindahan Panas dan Kekekalan Energi	21
2.7 Analisa Perpindahan Panas pada <i>Heat Exchanger</i> ...	22

2.7.1 Konduksi Satu Dimensi pada Silinder Kondisi Tunak	23
2.7.2 <i>External Flow</i> Melewati <i>Tube</i>	25
2.7.3 <i>Internal Flow</i> pada <i>Tube</i>	30
2.7.4 Analisa <i>Heat Exchanger</i> dengan Menggunakan Metode LMTD	31
2.8 Penelitian Terdahulu	34
BAB III METODOLOGI PENELITIAN	43
3.1 Tahap-Tahap Penelitian Tugas Akhir	43
3.2 Tahap Perhitungan <i>Thermal Oxidizer</i>	47
3.4 Tahap Perhitungan <i>Waste Heat Recovery Unit</i>	50
BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN	55
4.1 Data Desain dan Data Aktual Operasional <i>Thermal Oxidizer</i> dan <i>Waste Heat Recovery Unit</i>	55
4.2 Analisa Pembakaran pada <i>Thermal Oxidizer</i>	61
4.2.1 Stoikiometri Pembakaran pada TOX	61
4.2.2 Perhitungan Berat Molekuler <i>Waste Gas</i>	63
4.2.3 Perhitungan Rasio-Udara Bahan Bakar Teori dan Aktual	63
4.2.4 Perhitungan Laju Aliran Massa <i>Waste Gas</i>	64
4.2.5 Perhitungan Laju Aliran Massa dan Volume Udara Teori dan Aktual	64
4.2.6 Perhitungan Perubahan Entalpi	65
4.2.7 Perhitungan Laju Aliran Panas (\dot{Q})	66
4.2.8 Perhitungan Laju Aliran Massa Produk Pembakaran	67
4.2.9 Temperatur <i>Flue Gas</i>	67
4.2.10 <i>Heat Loss</i> pada Dinding TOX	70
4.3 Hasil Variasi pada Kondisi Operasional TOX	73
4.4 Pembahasan Grafik Pengaruh Variasi Bahan Bakar dan <i>Excess Air</i> terhadap Perubahan Entalpi dan Suhu <i>Flue Gas</i>	76
4.4.1 Pengaruh Variasi <i>Excess Air</i> terhadap Δh <i>Flue Gas</i>	76

4.4.2 Pengaruh Variasi <i>Excess Air</i> terhadap Suhu <i>Flue Gas</i>	78
4.4.3 Perbandingan Δh dan Suhu <i>Flue Gas</i> dengan Variasi <i>Flowrate Fuel Gas</i>	80
4.5 Analisa Perpindahan Panas pada <i>Waste Heat Recovery Unit</i>	82
4.5.1 Analisa Data Desain WHRU	84
4.5.2 Analisa Data Operasional WHRU	92
4.5.3 Pembahasan Grafik Laju Aliran Massa <i>Oil</i> terhadap Variasi pada Pembakaran TOX	96
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN	99
5.1 Kesimpulan	99
5.2 Saran	100
DAFTAR PUSTAKA	
LAMPIRAN	
BIODATA PENULIS	

(halaman ini sengaja dikosongkan)

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Perkiraan Komposisi dari Udara Kering	14
Tabel 2.2 Nilai q_4 dalam Kasus Kandungan <i>Fly Ash</i> Berbeda	36
Tabel 2.3 Nilai q_2 untuk Variasi α	36
Tabel 2.4 Kerugian q_2 terhadap Beban Berbeda	37
Tabel 2.5 Kerugian Panas Pembakaran Tidak Sempurna pada <i>Flammable Gas</i>	38
Tabel 2.6 Data Eksperimen Kandungan <i>Fly Ash Carbon</i> dan <i>Excess Air Coefficient</i>	38
Tabel 2.7 Hasil Percobaan dimana Udara Panas Mengalir di Sisi (a) <i>Shell</i> (b) <i>Tube</i>	40
Tabel 4.1 Data Desain <i>Input TOX</i> pada Kondisi Normal	58
Tabel 4.2 Data Desain WHRU	60
Tabel 4.3 Data Operasional TOX	60
Tabel 4.4 Data Operasional WHRU	61
Tabel 4.5 Perhitungan Δh Data Desain TOX	68
Tabel 4.6 Komponen <i>Flue Gas</i> dan Entalpi Kondisi Referensi (<i>Excess Air 15%</i>)	69
Tabel 4.7 Entalpi Komponen <i>Flue Gas</i> pada 1.100K hingga 1.500K	69
Tabel 4.8 Entalpi Komponen <i>Flue Gas</i> pada 1.600K hingga 2.000K	69
Tabel 4.9 Nilai Δh <i>Flue Gas</i> pada Setiap Suhu	70
Tabel 4.10 Susunan Dinding TOX	70
Tabel 4.11 Hasil Pehitungan Δh <i>Flue Gas 100% Flowrate Fuel Gas</i>	73
Tabel 4.12 Hasil Pehitungan Δh <i>Flue Gas 80% Flowrate Fuel Gas</i>	74
Tabel 4.13 Hasil Perhitungan Δh <i>Flue Gas 60% Flowrate Fuel Gas</i>	74
Tabel 4.14 Hasil Pehitungan Δh <i>Flue Gas</i> untuk <i>Excess Air 10%</i> pada Setiap Suhu	74
Tabel 4.15 Hasil Pehitungan Δh <i>Flue Gas</i> untuk <i>Excess Air 15%</i> pada Setiap Suhu	74

Tabel 4.16 Hasil Pehitungan Δh <i>Flue Gas</i> untuk <i>Excess Air</i> 20% pada Setiap Suhu	74
Tabel 4.17 Hasil Pehitungan Δh <i>Flue Gas</i> untuk <i>Excess Air</i> 25% pada Setiap Suhu	74
Tabel 4.18 Hasil Pehitungan Δh <i>Flue Gas</i> untuk <i>Excess Air</i> 30% pada Setiap Suhu	75
Tabel 4.19 Hasil Pehitungan Δh <i>Flue Gas</i> untuk <i>Excess Air</i> 35% pada Setiap Suhu	75
Tabel 4.20 Hasil Suhu <i>Flue Gas</i> Pembakaran TOX pada Data Operasional	75
Tabel 4.21 Nilai $h_{\text{flue gas}}$ pada 100% Bahan Bakar dengan <i>Excess Air</i> 15%	93
Tabel 4.22 Nilai $\left(\frac{1}{UA} - R_{\text{conv.cold}}\right)$ pada 100% Bahan Bakar dengan <i>Excess Air</i> 15%	93
Tabel 4.23 Hasil Perhitungan Laju Aliran Massa dari <i>Oil</i>	95

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 <i>Thermal Oxidizer</i> di CPP Gundih	8
Gambar 2.2 <i>Waste Heat Recovery Unit</i> pada TOX CPP Gundih . 9	
Gambar 2.3 Ilustrasi yang digunakan untuk mengembangkan prinsip kekekalan massa pada satu volume atur	10
Gambar 2.4 Ilustrasi prinsip kekekalan energi suatu volume atur	11
Gambar 2.5 Piramida pembakaran	13
Gambar 2.6 <i>Heat exchanger</i> jenis <i>compact</i>	22
Gambar 2.7 Silinder berlubang dengan kondisi konveksi permukaan	24
Gambar 2.8 Distribusi temperatur untuk sebuah dinding silinder komposit	25
Gambar 2.9 Aliran fluida melalui susunan <i>tube</i>	26
Gambar 2.10 Susunan <i>tube bank</i>	28
Gambar 2.11 Detail dimensi <i>compact HE</i> aliran <i>crossflow</i> dengan <i>annular fin</i>	29
Gambar 2.12 Ilustrasi aliran di dalam sebuah <i>tube</i>	31
Gambar 2.13 Distribusi temperatur untuk <i>parallel flow</i>	33
Gambar 2.14 Distribusi temperatur untuk <i>counter flow</i>	34
Gambar 2.15 Pengaruh <i>excess air ratio</i> terhadap kerugian pembakaran dan hubungan <i>excess air ratio</i> dengan <i>unburned carbon</i>	35
Gambar 2.16 <i>Fitting curve</i> antara α dan q_4	36
Gambar 2.17 <i>Fitting curve</i> antara α dan $q_2+q_3+q_4$	36
Gambar 2.18 Grafik hubungan α dan kerugian panas pada beban 298MW	38
Gambar 2.19 Grafik hubungan α dan total kerugian pada beban berbeda	39
Gambar 2.20 Grafik efektivitas dan temperatur keluar sebagai fungsi kecepatan udara di <i>tube</i>	40
Gambar 2.21 Grafik efektivitas fungsi kecepatan udara di <i>tube</i> ..	41
Gambar 3.1 Diagram alir tahap penelitian Tugas Akhir	44

Gambar 3.2 <i>Drawing</i> dari TOX CPP Gundih	45
Gambar 3.3 Diagram alir perhitungan pembakaran TOX	49
Gambar 3.4 Diagram alir perhitungan panas WHRU	53
Gambar 4.1 Skema <i>input</i> TOX kondisi normal	56
Gambar 4.2 Keseimbangan energi dan massa pada TOX dan WHRU	57
Gambar 4.3 Grafik $\Delta h_{flue\ gas} = f(EA)$ pada 60% <i>fuel gas</i>	76
Gambar 4.4 Grafik $\Delta h_{flue\ gas} = f(EA)$ pada 80% <i>fuel gas</i>	76
Gambar 4.5 Grafik $\Delta h_{flue\ gas} = f(EA)$ pada 100% <i>fuel gas</i>	77
Gambar 4.6 Grafik $T_{flue\ gas} = f(EA)$ pada 60% <i>fuel gas</i>	78
Gambar 4.7 Grafik $T_{flue\ gas} = f(EA)$ pada 80% <i>fuel gas</i>	79
Gambar 4.8 Grafik $T_{flue\ gas} = f(EA)$ pada 100% <i>fuel gas</i>	79
Gambar 4.9 Grafik perbandingan $\Delta h_{flue\ gas} = f(EA)$ pada 60%, 80%, dan 100% <i>fuel gas</i>	80
Gambar 4.10 Grafik perbandingan $T_{flue\ gas} = f(EA)$ pada 60%, 80% dan 100% <i>fuel gas</i>	81
Gambar 4.11 Susunan <i>tube</i> pada WHRU	84
Gambar 4.12 Grafik hasil laju aliran massa <i>oil</i> WHRU	96

DAFTAR SIMBOL

A = luasan (m^2 ; ft^2 ; in^2)
 AF = rasio udara – bahan bakar basis massa
 \overline{AF} = rasio udara – bahan bakar basis mol
 c_p = kalor spesifik pada tekanan konstan (J/kg.K ; $\text{Btu/lb.}^\circ\text{R}$)
 c_v = kalor spesifik pada volume konstan (J/kg.K ; $\text{Btu/lb.}^\circ\text{R}$)
 C = laju kapasitas panas (W/K ; $\text{Btu/s.}^\circ\text{R}$)
 C_r = rasio laju kapasitas panas
 D = diameter (m ; in ; ft)
 E = energi total (J ; Btu)
 g = gravitasi (m/s^2 ; ft/s^2)
 h = koefisien konveksi ($\text{W/m}^2.\text{K}$)
 \bar{h} = koefisien konveksi rata-rata ($\text{W/m}^2.\text{K}$)
 h = entalpi per unit massa (J/kg ; Btu/lb)
 \bar{h} = entalpi per molekular (J/kmol ; Btu/lbmol)
 \bar{h}_f^o = entalpi pembentuk (J/kmol ; Btu/lbmol)
 H = entalpi (J ; Btu)
 k = konduktivitas termal (W/m.K)
 L = panjang (m ; in ; ft)
 m = massa (kg ; lb)
 \dot{m} = laju aliran massa (m/s ; lb/s)
 mf = fraksi massa
 M = berat molekular (kg/kmol ; lb/lbmol)
 n = jumlah mol (kmol ; lbmol)
 \dot{n} = laju perubahan mol (kmol/s ; lbmol/s)
 NTU = *number of transfer unit*
 Nu = bilangan Nusselt
 \overline{Nu} = bilangan Nusselt rata-rata
 p = tekanan (N/m^2 ; psi)
 Pr = bilangan Prandtl
 q = laju perpindahan panas (W ; Btu/s)
 q' = laju perpindahan panas per unit panjang (W/m ; Btu/m.s)
 q'' = laju perpindahan panas per unit luas (W/m^2 ; $\text{Btu/m}^2.\text{s}$)

Q = perpindahan panas (J; Btu)

\dot{Q} = laju perpindahan panas (W; Btu/s)

r = jari-jari (m; in; ft)

R = konstanta gas (J/kg.K; Btu/lb.°R; ft.lbf/lb.°R)

\bar{R} = konstanta gas universal = 8,314 kJ/kmol.K = 1,986 Btu/lbmol.°R = 1545 ft.lbf/lbmol.°R

Re = bilangan Reynold

R_t = tahanan termal (K/W)

s = entropi per unit massa (J/kg.K; Btu/lb.°R)

\bar{s} = entropi per molekuler (J/kmol.K; Btu/lbmol.°R)

S = entropi (J/K; Btu/°R)

t = waktu (s)

t = tebal (m)

T = temperatur (°C; K; °F; °R)

u = energi internal per unit massa (J/kg; Btu/lb)

\bar{u} = energi internal per molekuler (J/kmol; Btu/lbmol)

U = energi internal (J; Btu)

U_t = *overall heat transfer coefficient* (W/m²K)

v = volume spesifik (m³/kg; ft³/lb)

V = volume (m³; in³; ft³)

V = kecepatan (m/s; ft/s)

W = kerja (J; Btu)

\dot{W} = laju kerja (J/s; Btu/s)

y = fraksi mol

z = elevasi (m; in; ft)

η = efisiensi

μ = viskositas dinamik (kg/m.s; lb/ft.s)

ρ = massa jenis (kg/m³; lb/ft³)

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A Efisiensi *Fin* Bentuk *Annular*

LAMPIRAN B Faktor Koreksi untuk *Heat Exchanger* Tipe
Compact Aliran *Single-pass Crossflow* dengan
Satu Fluida *Mixed* dan Lainnya *Unmixed*

LAMPIRAN C Hasil Stoikiometri Pembakaran pada TOX Data
Desain

LAMPIRAN D Hasil Stoikiometri Pembakaran pada TOX Data
Operasional

LAMPIRAN E Tabel Hasil Perhitungan

(halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Gas alam (*natural gas*) menjadi salah satu bahan bakar yang banyak digunakan saat ini, *Central Processing Plant* (CPP) Gundih merupakan kilang *natural gas* milik PT Pertamina EP yang berada di wilayah kerja Asset 4 Field Cepu. CPP Gundih mendapat pasokan *feed gas* dari 8 sumur produksi dengan total kapasitas 75 MMSCFD. Setelah dilakukan pengolahan, CPP Gundih menghasilkan gas alam siap pakai dengan kapasitas 50 MMSCFD. *Feed gas* dari sumur produksi memasuki *inlet manifold* yang kemudian diolah pada *Gas Separation Unit* (GSU) untuk memisahkan air dan kondensat yang terbawa dari sumur produksi. Setelah itu *feed gas* memasuki *Acid Gas Removal Unit* (AGRU) untuk memisahkan kandungan *acid gas* yang ada. *Treated gas* hasil pengolahan AGRU selanjutnya memasuki *Caustic Treater Unit* (CTU) untuk menghilangkan *mercaptant* yang terkandung didalam *treated gas*. Kemudian *treated gas* menuju *Dehydration Unit* untuk menurunkan kadar air.

Dari pengolahan *feed gas* di CPP Gundih menimbulkan dampak limbah berupa *waste gas*, terdiri dari *acid gas* dan *vent gas*, yang diolah terlebih dahulu sebelum dilepas ke lingkungan supaya tidak mencemari lingkungan dan sesuai dengan Peraturan Menteri Lingkungan Hidup. *Acid gas* dengan kandungan H_2S yang sangat tinggi diolah dalam dua jalur, yaitu langsung dibakar pada *Thermal Oxidizer* (TOX) dan diproses pada *Biological Sulphur Recovery Unit* (BSRU) untuk menyerap kandungan sulfur melalui reaksi pada bioreaktor yang kemudian bisa dipadatkan pada *Sulphur Melter & Solidification Unit*. Namun, tidak semua *acid gas* terolah pada BSRU, sehingga limbah *acid gas* sisa dari BSRU dibakar pada TOX. Sementara itu untuk *vent gas* dari berbagai unit pengolahan langsung dibakar pada TOX.

Thermal Oxidizer (TOX) memiliki peran penting dalam mengatasi *waste gas*. Kinerja TOX ditentukan dari proses

pembakaran yang terjadi pada *burner* harus sempurna serta suhu oksidasi *waste gas* pada *chamber* harus sesuai. Pada umumnya jumlah udara akan dilebihkan dari jumlah stoikiometri yang dibutuhkan, hal ini untuk mencegah pembakaran tidak sempurna. Jumlah udara tambahan (*excess air*) yang diberikan pada *burner* TOX harus diperhitungkan, karena *excess air* dengan jumlah yang tidak tepat bisa merugikan reaksi pembakaran dan suhu pada *chamber* tidak sesuai. Energi panas gas buang (*flue gas*) dimanfaatkan pada *Waste Heat Recovery Unit* (WHRU) yang berada diatas *chamber*. WHRU tersebut berupa *heat exchanger* yang digunakan untuk memanaskan *hot oil*. Peran WHRU dalam memanaskan *hot oil* hingga 350°F (449,817K) juga sangat penting, karena *hot oil* digunakan pada *Solvent Regenerator Reboiler*.

Kondisi operasional pembakaran pada TOX di CPP Gundih saat ini, jumlah *input* sangat berbeda dengan desain awal TOX dan suhu pembakaran sangat tinggi, yaitu diatas 1.600°F (1.144,261K). Sementara itu WHRU belum berjalan secara normal yang mengakibatkan energi panas *flue gas* banyak yang terbuang sia-sia sehingga suhu keluaran dari *stack* masih sangat tinggi, yaitu lebih dari 700°F (644,261K), serta suhu *hot oil* pada *outlet* WHRU hanya 330-340°F (438,706-444,261K). Pada kondisi operasional sekarang, *hot oil* yang berasal dari *outlet* WHRU hanya digunakan untuk satu unit *Solvent Regenerator Reboiler* sehingga untuk saat ini suhu *outlet* yang berkisar 330-340°F masih mencukupi kebutuhan. Namun, untuk kedepannya CPP Gundih berencana menggunakan dua unit *Solvent Regenerator Reboiler* untuk peningkatan produksi *natural gas*, sehingga perlu dilakukan peningkatan suhu *hot oil* menjadi 350°F. Berdasarkan kondisi TOX saat ini di CPP Gundih, pembakaran pada TOX serta pemanfaatan energi panas pada WHRU perlu dilakukan evaluasi dengan analisa *heat balance*. Analisa *heat balance* dilakukan dengan analisa termodinamika pada sistem pembakaran TOX dan analisa perpindahan panas pada WHRU.

1.2 Perumusan Masalah

Berdasarkan kondisi operasional *Thermal Oxidizer* saat ini yang sangat berbeda dari desain serta pentingnya peran TOX dalam mengatasi limbah gas berbahaya, analisa pembakaran TOX serta WHRU perlu dilakukan. Pada penelitian Tugas Akhir ini, analisa pembakaran dilakukan dengan analisa termodinamika pada jumlah bahan bakar, *air fuel ratio*, dan jumlah *excess air* untuk mendapatkan pembakaran sempurna dan suhu ideal pada *chamber* yaitu 1.500-1.600°F (1.088,706-1.144,261K). Selain itu pemanfaatan energi panas *flue gas* pada WHRU dilakukan analisa supaya suhu *hot oil* keluar WHRU mencapai 350°F (499,817K) dan suhu *flue gas* keluar dari *stack* $\pm 408^\circ\text{F}$ (482K). Analisa WHRU dilakukan dengan analisa perpindahan panas serta menganalisa *flowrate* dari *hot oil*.

1.3 Tujuan dan Manfaat Penelitian

Berdasarkan perumusan masalah dari penelitian Tugas Akhir ini, memiliki tujuan yaitu untuk mendapatkan jumlah bahan bakar, *air fuel ratio*, dan jumlah *excess air* yang tepat pada sistem pembakaran TOX sehingga pembakaran sempurna dan suhu *chamber* 1.500-1.600°F (1.088,706-1.144,261K), serta untuk mendapatkan desain WHRU yang sesuai sehingga energi panas *flue gas* dapat dimanfaatkan untuk mencapai suhu *hot oil* sebesar 350°F (499,817K) dan suhu *flue gas* keluar dari *stack* $\pm 408^\circ\text{F}$ (482K). Manfaat dari penelitian Tugas Akhir ini diharapkan penulis dapat menerapkan ilmu termodinamika dan perpindahan panas pada analisa TOX dan WHRU, serta mampu memberikan rekomendasi kepada perusahaan dalam mengoperasikan TOX supaya kinerjanya kembali dalam kondisi ideal.

1.4 Batasan Masalah

Pada analisa penelitian *Thermal Oxidizer* CPP Gundih digunakan batasan masalah supaya memperjelas ruang lingkup analisa. Batasan masalah yang digunakan adalah

1. Analisa berdasarkan data desain awal dan data operasi harian TOX dan WHRU di CPP Gundih.
2. Kondisi operasi *steady state*.
3. Analisa dilakukan ketika operasi *normal case* TOX menggunakan *natural gas*, bukan ketika *start up* menggunakan minyak diesel.
4. Kondisi instrumentasi yang ada pada TOX diasumsikan bekerja dengan baik tanpa ada kerusakan.
5. Analisa pembakaran tidak meninjau bentuk aliran dari udara, *natural gas*, dan *waste gas* pada *burner*.
6. Gas alam, udara pembakaran, *waste gas* dan gas buang hasil pembakaran diasumsikan sebagai gas ideal.
7. WHRU tipe *compact* dengan jenis aliran *cross flow*.
8. Faktor *human error* pada pengoperasian TOX diasumsikan tidak ada.

1.5 Sistematika Laporan

Laporan penelitian Tugas Akhir ini akan disusun secara sistematis dibagi dalam beberapa bab, dengan perincian sebagai berikut :

BAB I Pendahuluan

Bab ini berisi penjelasan latar belakang, perumusan masalah, tujuan dan manfaat penelitian, batasan masalah, dan sistematika laporan.

BAB II Tinjauan Pustaka

Bab ini berisikan teori-teori penunjang dan penelitian terdahulu yang digunakan sebagai rujukan dalam penyelesaian masalah pada penelitian Tugas Akhir ini.

BAB III Metodologi Penelitian

Dalam bab ini akan dijelaskan mengenai detail tahapan atau metodologi yang harus dilakukan untuk mencapai tujuan dan simpulan akhir dari penelitian.

BAB IV Analisa Data dan Pembahasan

Dalam bab ini diuraikan analisa termodinamika dan perpindahan panas pada permasalahan penelitian Tugas Akhir ini, serta dilakukan pembahasan mengenai hasil analisa.

BAB V Kesimpulan dan Saran

Dalam bab ini berisi tentang kesimpulan dari seluruh analisa yang telah dilakukan dalam penelitian Tugas Akhir ini, dan saran yang dapat dijadikan masukan bagi perusahaan dan pengembangan penelitian selanjutnya.

(halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 *Thermal Oxidizer (TOX)*

Thermal Oxidizer (TOX) merupakan alat yang berfungsi untuk membakar limbah gas berbahaya (*waste gas*) yang memiliki kandungan racun tinggi menjadi gas buang (*flue gas*) dengan konsentrasi racun rendah yang memenuhi syarat lingkungan dari Peraturan Menteri Lingkungan Hidup. Pada kilang gas CPP Gundih milik PT Pertamina EP Asset 4 Field Cepu, *Thermal Oxidizer* yang digunakan tipe *direct fired* dengan arah pembakaran vertikal. TOX di CPP Gundih dilengkapi dengan *Waste Heat Recovery Unit (WHRU)* untuk memanfaatkan energi panas yang dimiliki *flue gas* sebelum dibuang ke atmosfer. Oleh karena itu, TOX CPP Gundih memiliki 2 fungsi utama, yaitu untuk membakar *waste gas (acid gas dan vent gas)* berbahaya sehingga dihasilkan gas buang yang relatif lebih aman, dan untuk memberikan energi panas ke *hot oil*.

Pembakaran pada TOX dilakukan dengan suhu 1.500-1.600°F (1.088,706-1.144,261K) untuk memastikan *acid gas* dan *vent gas* terbakar dan teroksidasi dengan sempurna. *Acid gas* merupakan H₂S yang berasal dari *Acid Gas Removal Unit (AGRU)*. Sebelum masuk ke TOX, H₂S diolah terlebih dahulu di *Biological Sulphur Recovery Unit (BSRU)* dan *Sulphur Melter & Solidification Unit* untuk menyerap sebagian sulfur dimanfaatkan menjadi butiran sulfur padat yang memiliki nilai jual. Sedangkan *vent gas* merupakan gas-gas sisa pemrosesan yang berasal dari berbagai unit pengolahan yang ditampung pada *Vent KO Drum* sebelum dialirkan ke TOX. *Vent gas* ini terdiri dari berbagai hidrokarbon dengan sedikit kandungan H₂S. H₂S yang telah dibakar akan menjadi SO₂ dengan kandungan maksimum 2.600 mg/Nm³ berdasarkan baku mutu emisi Peraturan Menteri Lingkungan Hidup.

TOX dapat beroperasi dalam 3 kondisi, yaitu seluruh *plant* beroperasi secara normal, *BSRU trip case*, dan *plant emergency*

case & start up case. TOX di CPP Gundih menggunakan 2 jenis bahan bakar, yaitu minyak diesel dan gas alam. Minyak diesel digunakan hanya ketika *start up* dan kondisi *emergency*, sedangkan gas alam yang digunakan secara kontinyu. Gas alam digunakan karena efisiensinya lebih tinggi dan lebih ekonomis jika dibandingkan dengan minyak diesel.

2.2 Waste Heat Recovery Unit (WHRU)

WHRU merupakan alat berupa *heat exchanger* tipe *compact* jenis aliran *cross flow*, untuk memanaskan *hot oil* dari suhu *inlet* 297,5°F (420,65K) hingga suhu *outlet* menjadi 350°F (499,817K). WHRU terletak antara *chamber* dan *stack*. *Hot oil* yang digunakan tipe “Total Seriola 1510”, yang selanjutnya sebagai media pemanas *Solvent Regenerator Reboiler*.



Gambar 2.1 *Thermal Oxidizer* di CPP Gundih



Gambar 2.2 *Waste Heat Recovery Unit* pada TOX CPP Gundih

2.3 Analisa Termodinamika Siklus Terbuka / Volume Atur

Pada peralatan yang terdapat aliran massa, secara prinsip dapat dianalisa dengan mempelajari sejumlah tertentu dari zat (sistem tertutup) pada saat mengalir melalui peralatan tersebut, tetapi umumnya lebih mudah mengambil satu daerah dalam ruang dimana massa mengalir melaluinya (volume atur). Perpindahan energi melalui volume atur dapat terjadi dalam bentuk kerja dan panas seperti halnya sistem tertutup. Selain itu, satu bentuk lain perpindahan energi, yaitu energi yang dibawa masuk atau keluar harus juga diperhitungkan.

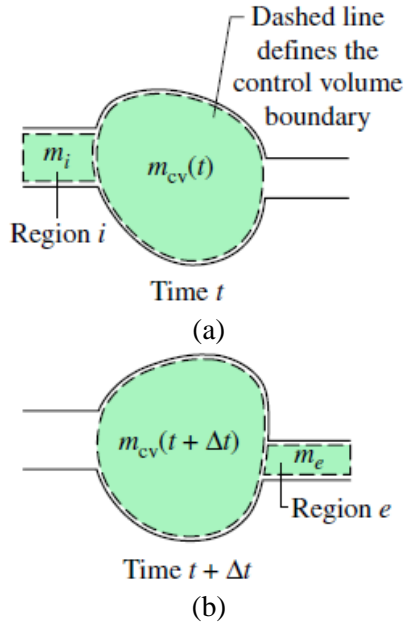
Prinsip kekekalan massa volume atur diperkenalkan dengan menggunakan Gambar 2.3, dimana tampak sebuah sistem berupa jumlah massa tetap m yang menempati ruang yang berbeda pada satu waktu t dan beberapa saat kemudian $t+\Delta t$. Jumlah massa yang berada di dalam daerah berlabel i dan e tidak harus sama, dan jumlah massa yang terdapat di dalam volume atur mungkin sudah berubah. Walaupun sistem pada Gambar 2.3a dan 2.3b menempati daerah yang berbeda dalam ruang, pada waktu yang berbeda, sistem tersebut terdiri dari zat yang sama jumlahnya, sesuai persamaan.

$$m_{cv}(t) + m_i = m_{cv}(t + \Delta t) + m_e \quad \leftrightarrow \quad m_{cv}(t + \Delta t) - m_{cv}(t) = m_i - m_e \quad (2.1)$$

dimana $m_{cv}(t)$: massa pada volume atur pada waktu t

$m_{cv}(t + \Delta t)$: massa pada volume atur pada waktu $t+\Delta t$

m_i : massa masuk volume atur pada daerah i
 m_e : massa masuk volume atur pada daerah e



Gambar 2.3 Ilustrasi yang digunakan untuk mengembangkan prinsip kekekalan massa pada satu volume atur;
 (a) pada waktu t dan (b) pada waktu $t + \Delta t$

Persamaan (2.1) adalah satu neraca perhitungan massa yang menyatakan bahwa perubahan pada volume atur selama selang waktu Δt adalah sama dengan jumlah massa masuk dikurangi jumlah massa keluar. Secara umum, tempat untuk aliran massa masuk ataupun keluar pada batas volume atur dapat berada di beberapa lokasi. Hal ini dapat diperhitungkan dengan penjumlahan persamaan

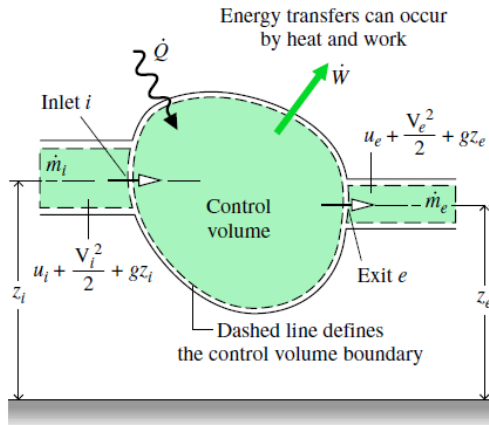
$$\frac{dm_{cv}}{dt} = \sum_i \dot{m}_i + \sum_e \dot{m}_e \quad (2.2)$$

dimana $\frac{dm_{cv}}{dt}$ adalah laju perubahan massa dalam volume atur, sedangkan \dot{m}_i dan \dot{m}_e adalah laju massa pada sisi masuk (*inlet*) dan sisi keluar (*outlet*). Persamaan (2.2) adalah neraca laju massa untuk volume atur.

Banyak sistem teknik dapat diidealisasikan sebagai dalam keadaan tunak, yang berarti bahwa semua sifatnya tidak berubah terhadap waktu. Untuk satu volume atur dalam keadaan tunak, identitas dari zat di dalam volume atur terus menerus berubah, tetapi jumlah total yang ada pada setiap saat konstan, dengan demikian $dm_{cv}/dt = 0$ dan persamaan (2.2) dapat disederhanakan menjadi

$$\sum_i \dot{m}_i = \sum_e \dot{m}_e \quad (2.3)$$

Dengan demikian, laju aliran massa total yang masuk dan keluar adalah sama.



Gambar 2.4 Ilustrasi prinsip kekekalan energi suatu volume atur

Prinsip kekekalan energi suatu volume atur dapat diperkenalkan dengan menggunakan Gambar 2.4, yang menunjukkan suatu sistem terdiri dari zat dengan jumlah tetap m , yang mengisi daerah yang berbeda pada waktu t dan kemudian $t+\Delta t$.

$$E(t) = E_{cv}(t) + m_i \left(u_i + \frac{V_i^2}{2} + gz_i \right) \quad (2.4a)$$

$$E(t + \Delta t) = E_{cv}(t + \Delta t) + m_e \left(u_e + \frac{V_e^2}{2} + gz_e \right) \quad (2.4b)$$

Dimana $E(t)$ adalah total energi pada waktu t hasil dari penjumlahan energi volume atur pada waktu t dengan energi dalam, energi kinetik, dan energi potensial dari massa i pada waktu t . Sedangkan $E(t + \Delta t)$ adalah total energi pada waktu $t + \Delta t$ hasil dari penjumlahan energi volume atur pada waktu $t + \Delta t$ dengan energi dalam, energi kinetik, dan energi potensial dari massa e pada waktu $t + \Delta t$.

Walaupun massa total m dalam pembahasan volume atur mengisi ruang dari daerah berbeda pada waktu berbeda, tetapi jumlah zat yang ada adalah tetap. Dengan demikian, neraca energi sistem tertutup dapat diaplikasikan.

$$E(t + \Delta t) - E(t) = Q - W \quad (2.5)$$

Dengan memasukkan persamaan (2.4a) dan (2.4b) dan memisahkan energi pada volume atur pada sisi kiri, maka didapatkan persamaan

$$E_{cv}(t + \Delta t) - E_{cv}(t) = Q - W + m_i \left(u_i + \frac{V_i^2}{2} + gz_i \right) - m_e \left(u_e + \frac{V_e^2}{2} + gz_e \right) \quad (2.6)$$

Dari persamaan (2.6) dengan mengubah dalam bentuk laju terhadap waktu, maka didapatkan persamaan laju energi untuk volume atur dalam Gambar 2.4 yaitu

$$\frac{dE_{cv}}{dt} = \dot{Q} - \dot{W} + \sum \dot{m}_i \left(u_i + \frac{V_i^2}{2} + gz_i \right) - \sum \dot{m}_e \left(u_e + \frac{V_e^2}{2} + gz_e \right) \quad (2.7)$$

Pada suatu volume atur dalam keadaan tunak, kondisi massa yang ada tidak akan berubah terhadap waktu. Pada keadaan tunak $dE_{cv}/dt = 0$, $\dot{m}_i = \dot{m}_e = \dot{m}$, dengan mengelompokkan masing-masing energi, aliran pada sisi masuk adalah 1, dan pada sisi keluar adalah 2, kemudian $\dot{W} = \dot{W}_{cv} + \dot{m}_e(p_e v_e) - \dot{m}_i(p_i v_i)$, dengan mengubah $u + pv = h$, maka persamaan dapat disederhanakan menjadi

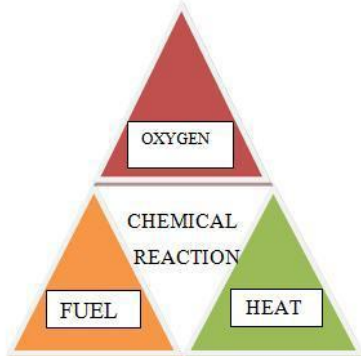
$$0 = \frac{\dot{Q}_{cv}}{\dot{m}} - \frac{\dot{W}_{cv}}{\dot{m}} + (h_1 - h_2) + \left(\frac{V_1^2 - V_2^2}{2} \right) + g(z_1 - z_2) \quad (2.8)$$

2.4 Prinsip Dasar Pembakaran

2.4.1 Pembakaran dan Bahan Bakar

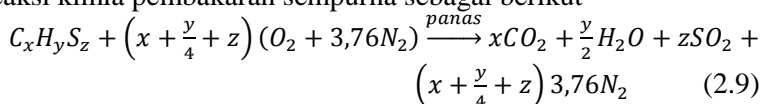
Ketika terjadi pembakaran kimia, ikatan-ikatan di dalam molekul-molekul dari reaktan menjadi terputus, serta atom-atom dan elektron-elektron tersusun ulang menjadi produk-produk. Di dalam reaksi pembakaran, elemen-elemen bahan bakar yang mudah terbakar mengalami oksidasi yang cepat sehingga menghasilkan pelepasan energi bersamaan dengan terbentuknya produk hasil pembakaran.

Pembakaran adalah reaksi kimia eksotermik antara bahan bakar dan oksigen / udara yang menghasilkan panas dan cahaya. Tiga elemen kimia utama yang mudah terbakar di dalam bahan bakar yang paling umum ditemukan adalah karbon, hidrogen dan sulfur. Sulfur biasanya merupakan kontributor yang relatif tidak penting dalam pelepasan energi, tetapi menjadi signifikan karena pemasalahan dengan polusi dan korosi yang disebabkan. Pembakaran dituntaskan ketika semua karbon yang terkandung di dalam bahan bakar telah habis terbakar menjadi karbon dioksida, semua hidrogen telah habis terbakar menjadi air, dan semua sulfur telah habis terbakar menjadi sulfur dioksida, dan semua elemen-elemen yang mudah terbakar lainnya telah teroksidasi. Jika kondisinya tidak terpenuhi maka pembakaran menjadi tidak tuntas.



Gambar 2.5 Piramida pembakaran

Reaksi-reaksi pembakaran dinyatakan dalam persamaan kimia di dalam bentuk [reaktan \rightarrow produk] atau [bahan bakar+pengoksidasi \rightarrow produk]. Ketika menangani reaksi kimia, terjadi konservasi massa sehingga massa dari produk berjumlah sama dengan massa dari reaktan. Massa total dari setiap elemen kimia harus sama pada kedua sisi dari persamaan, walaupun elemen-elemen tersebut terkandung di dalam senyawa kimia yang berbeda di dalam reaktan dan produk. Namun, jumlah mol dari produk dapat berbeda dengan jumlah mol reaktan. Pendekatan reaksi kimia pembakaran sempurna sebagai berikut



Bahan bakar singkatnya adalah zat yang mudah terbakar. Bahan bakar yang digunakan pada umumnya adalah hidrokarbon yang memiliki bentuk cair, gas, dan padat. Bahan bakar cair pada umumnya dihasilkan dari minyak mentah melalui proses distilasi dan *cracking*. Bahan bakar berbentuk gas diperoleh dari sumur-sumur gas alam atau diproduksi melalui proses kimia tertentu. Gas alam biasanya terdiri dari beberapa hidrokarbon yang berbeda. Komposisi dari bahan bakar gas biasanya diberikan di dalam bentuk fraksi mol. Bahan bakar gas merupakan bahan bakar yang sangat optimal karena hanya memerlukan sedikit pengoperasian pada sistem pembakaran yang sederhana, dan hampir bebas perawatan. Komponen utama gas alam adalah metana (CH_4) yang merupakan molekul hidrokarbon rantai terpendek dan teringan. Gas alam juga mengandung molekul hidrokarbon yang lebih berat.

Tabel 2.1 Perkiraan Komposisi dari Udara Kering

Komponen	Fraksi mol (%)
Nitrogen	78,08
Oksigen	20,95
Argon	0,93
Karbon dioksida	0,03
Neon, Helium, Metana dan lain-lain	0,01

Oksigen dibutuhkan di dalam setiap reaksi pembakaran. Oksigen murni digunakan hanya dalam aplikasi-aplikasi khusus seperti pemotongan dan pengelasan. Pada kebanyakan aplikasi pembakaran, udara menyediakan oksigen yang dibutuhkan. Komposisi dari sampel udara kering yang sederhana diberikan di dalam Tabel 2.1. Namun, pada biasanya untuk mempermudah perhitungan pembakaran, komponen udara selain oksigen digabungkan bersama dengan nitrogen. Sehingga udara dianggap terdiri dari 21% oksigen dan 79% nitrogen, dengan idealisasi ini rasio molar nitrogen terhadap oksigen adalah $0,79/0,21 = 3,76$. Udara yang dimaksud di sini adalah udara kering, tidak mengandung uap air. Jika udara lembab dipakai dalam pembakaran, uap air yang terkandung harus diperhitungkan di dalam analisa pembakaran.

Nitrogen yang terkandung di dalam udara untuk pembakaran biasanya tidak mengalami proses kimia, artinya nitrogen dianggap *inert*. Walaupun demikian, nitrogen di dalam produk mengalami perubahan kondisi jika produk-produk hasil pembakaran memiliki temperatur yang berbeda dengan temperatur udara sebelum pembakaran. Jika dicapai pembakaran yang cukup tinggi, nitrogen dapat membentuk senyawa seperti nitrit oksida dan nitrogen dioksida. Sisa-sisa oksida nitrogen yang terbentuk di pembuangan pembakaran dapat menjadi sumber polusi.

2.4.2 Kebutuhan Udara Proses Pembakaran

Rasio udara-bahan bakar (*air fuel ratio*) adalah rasio jumlah udara di dalam reaksi pembakaran terhadap jumlah bahan bakar. *Air fuel ratio* dapat dituliskan dengan basis molar (mol udara dibagi dengan mol bahan bakar) atau dengan basis massa (massa udara dibagi dengan massa bahan bakar). Konversi di antara kedua nilai ini dilakukan dengan menggunakan berat molekul dari udara (M_{udara}) dan bahan bakar ($M_{bahan\ bakar}$).

$$\frac{\text{massa udara}}{\text{massa bahan bakar}} = \frac{\text{mol udara} \times M_{\text{udara}}}{\text{mol bahan bakar} \times M_{\text{bahan bakar}}} = \frac{\text{mol udara}}{\text{mol bahan bakar} \left(\frac{M_{\text{udara}}}{M_{\text{bahan bakar}}} \right)}$$

$$\text{atau} \quad AF = \overline{AF} \left(\frac{M_{\text{udara}}}{M_{\text{bahan bakar}}} \right) \quad (2.10)$$

dimana \overline{AF} adalah rasio udara-bahan bakar dengan basis molar, dan AF adalah rasio udara-bahan bakar dengan basis massa.

Jumlah minimum udara yang memberikan oksigen yang cukup untuk pembakaran tuntas disebut jumlah udara teoritis. Untuk pembakaran tuntas dengan jumlah udara teoritis, produk yang dihasilkan terdiri dari karbon dioksida, sulfur dioksida, nitrogen yang menyertai oksigen di dalam udara, dan setiap nitrogen yang terkandung di dalam bahan bakar. Oksigen bebas tidak akan muncul sebagai salah satu produk pembakaran apabila suplai udara tepat sesuai kebutuhan udara teoritis.

Jumlah udara aktual yang disuplai biasanya dinyatakan dalam bentuk persentase udara teoritis, misalnya udara teoritis 150% berarti udara aktual yang disuplai adalah 1,5 kali jumlah udara teoritis. Jumlah udara suplai dapat dinyatakan sebagai *percent excess* atau *percent deficiency* udara. Oksigen bebas akan muncul pada pembakaran dengan jumlah udara lebih banyak (*excess air*).

2.4.3 Campuran Gas Ideal

Terdapat banyak sistem yang melibatkan campuran gas dari dua atau lebih komponen. Untuk menerapkan prinsip-prinsip termodinamika, dibutuhkan sebuah evaluasi pada sistem tersebut mengenai properti campuran. Berbagai cara dapat digunakan untuk menentukan properti campuran dari komposisi campuran dan properti dari setiap komponen murni yang berbentuk campuran.

Untuk menentukan keadaan dari sebuah campuran dibutuhkan komposisi dan nilai dari dua properti independen seperti temperatur dan tekanan. Sebuah sistem tertutup yang terdiri dari sebuah campuran gas dari dua atau lebih komponen, komposisi dari campuran tersebut dapat dideskripsikan dengan melihat massa atau jumlah mol dari setiap komponen yang ada. Massa, jumlah

mol, dan berat molekul dari sebuah komponen i memiliki hubungan sebagai berikut

$$n_i = \frac{m_i}{M_i} \quad (2.11)$$

dimana m : massa, n : jumlah mol, dan M : berat molekul. Jumlah massa total campuran adalah $m = m_1 + m_2 + \dots + m_j = \sum_{i=1}^j m_i$. Jumlah mol total dari sebuah campuran adalah $n = n_1 + n_2 + \dots + n_j = \sum_{i=1}^j n_i$. Fraksi massa dari sebuah komponen i didefinisikan sebagai

$$mf_i = \frac{m_i}{m} \quad \text{dimana} \quad \sum_{i=1}^j mf_i = 1 \quad (2.12)$$

Fraksi mol dari sebuah komponen i didefinisikan sebagai

$$y_i = \frac{n_i}{n} \quad \text{dimana} \quad \sum_{i=1}^j y_i = 1 \quad (2.13)$$

Dari berbagai persamaan diatas, maka berat molekul dapat dirumuskan

$$M = \sum_{i=1}^j y_i M_i \quad (2.14)$$

Model Dalton menjelaskan, tekanan parsial dari komponen i , p_i , adalah tekanan yang akan diberikan oleh n_i mol dari komponen i jika komponen berada sendirian dalam volume V pada temperatur T . Tekanan parsial dapat dihitung dengan persamaan gas ideal

$$p_i = \frac{n_i \bar{R} T}{V} \quad (2.15)$$

$$\text{dimana} \quad p_i = y_i p \quad (2.16)$$

Jika $\sum_{i=1}^j p_i = p \sum_{i=1}^j y_i$; dengan $\sum_{i=1}^j y_i = 1$; sehingga

$$p = \sum_{i=1}^j p_i \quad (2.17)$$

Model Amagat menjelaskan, volume parsial dari komponen i , V_i , adalah volume yang akan ditempati oleh n_i mol dari komponen i jika komponen berada sendirian dalam tekanan p pada temperatur T . Volume parsial dapat dihitung dengan persamaan gas ideal

$$V_i = \frac{n_i \bar{R} T}{p} \quad (2.18)$$

$$\text{dimana} \quad V_i = y_i V \quad (2.19)$$

Jika $\sum_{i=1}^j V_i = V \sum_{i=1}^j y_i$; dengan $\sum_{i=1}^j y_i = 1$; sehingga

$$V = \sum_{i=1}^j V_i \quad (2.20)$$

Untuk menghitung energi dalam spesifik per mol, entalpi spesifik per mol, entropi spesifik per mol, dan kalor spesifik per mol dalam analisa sebuah campuran basis fraksi molar dan basis berat molekuler dapat dihitung menggunakan persamaan-persamaan berikut

$$\bar{u} = \sum_{i=1}^j y_i \bar{u}_i \quad \bar{u}_i = M_i u_i \quad (2.21a)$$

$$\bar{h} = \sum_{i=1}^j y_i \bar{h}_i \quad \bar{h}_i = M_i h_i \quad (2.21b)$$

$$\bar{c}_v = \sum_{i=1}^j y_i \bar{c}_{v,i} \quad \bar{c}_{v,i} = M_i c_{v,i} \quad (2.21c)$$

$$\bar{c}_p = \sum_{i=1}^j y_i \bar{c}_{p,i} \quad \bar{c}_{p,i} = M_i c_{p,i} \quad (2.21d)$$

$$\bar{s} = \sum_{i=1}^j y_i \bar{s}_i \quad \bar{s}_i = M_i s_i \quad (2.21e)$$

Sedangkan untuk menghitung energi dalam, entalpi, dan entropi pada suatu kondisi x dapat dihitung menggunakan persamaan

$$U_x = \sum_{i=1}^j n_i \bar{u}_i(T_x) \quad (2.22a)$$

$$H_x = \sum_{i=1}^j n_i \bar{h}_i(T_x) \quad (2.22b)$$

$$S_x = \sum_{i=1}^j n_i \bar{s}_i(T_x; p_{i,x}) \quad (2.22c)$$

Ketika kalor spesifik komponen $\bar{c}_{v,i}$ dan $\bar{c}_{p,i}$ dianggap konstan, perubahan energi internal, entalpi, dan entropi spesifik dari campuran dan komponen campuran dituliskan sebagai

$$\Delta \bar{u}_i = \bar{c}_{v,i} (T_2 - T_1) \quad (2.23a)$$

$$\Delta \bar{h}_i = \bar{c}_{p,i} (T_2 - T_1) \quad (2.23b)$$

$$\Delta \bar{s}_i = \bar{c}_{p,i} \ln \frac{T_2}{T_1} - \bar{R} \frac{p_2}{p_1} \quad (2.23c)$$

2.5 Konversi Energi Sistem Reaktif

2.5.1 Evaluasi Entalpi Sistem Reaktif

Suatu datum entalpi untuk studi mengenai sistem reaktif dapat ditetapkan dengan memberikan secara sembarang nilai nol kepada entalpi dari elemen-elemen yang stabil pada suatu kondisi yang disebut kondisi referensi standar dan didefinisikan oleh $T_{ref} = 298,15K$ ($25^\circ C$) dan $p_{ref} = 1atm$. Istilah stabil memiliki arti bahwa elemen yang dimaksud berada di dalam bentuk yang stabil secara kimia, sebagai contoh pada kondisi standar bentuk

stabil hidrogen, oksigen, dan nitrogen adalah H_2 , O_2 , N_2 , dan bukan bentuk monoatomik H, O, dan N.

Dengan menggunakan datum yang diperkenalkan di atas, nilai entalpi dapat diberikan kepada senyawa untuk digunakan di dalam studi mengenai sistem reaktif. Entalpi dari suatu senyawa pada kondisi standar adalah sama dengan entalpi pembentukannya, yang diberi simbol \bar{h}_f° . Entalpi pembentukan adalah energi yang dilepaskan atau diserap ketika senyawa terbentuk dari elemen-elemen pembentuknya, dimana senyawa dan elemen-elemen tersebut berada pada T_{ref} dan p_{ref} . Pada tabel sifat termokemis dari zat terpilih, nilai entalpi pembentukan untuk beberapa senyawa masing-masing dalam satuan kJ/kmol dan Btu/lbmol, *superscript* ° digunakan untuk menunjukkan properti-properti pada 1atm. Untuk kasus entalpi pembentukan, temperatur referensi T_{ref} juga ditunjukkan dengan simbol tersebut.

Sebuah reaksi yang terjadi secara eksotermik, supaya produk dapat keluar pada temperatur yang sama dengan elemen-elemen yang masuk, diperlukan adanya perpindahan panas dari reaktor ke lingkungan sekitarnya. Laju perpindahan kalor dan entalpi dari aliran yang masuk dan keluar saling berhubungan dengan kesetimbangan laju energi.

$$0 = \dot{Q}_{cv} - \dot{W}_{cv} + \dot{m}_R h_R - \dot{m}_P h_P \quad (2.24)$$

$$0 = \dot{Q}_{cv} - \dot{W}_{cv} + \dot{n}_R \bar{h}_R - \dot{n}_P \bar{h}_P \quad (2.25)$$

dimana R adalah reaktan, P adalah produk, dan notasi $\bar{}$ menunjukkan satuan per mol. Jika menyelesaikan persamaan tersebut untuk entalpi spesifik per mol dari produk, maka didapatkan

$$\bar{h}_P = \frac{\dot{Q}_{cv} - \dot{W}_{cv}}{\dot{n}_P} + \frac{\dot{n}_R}{\dot{n}_P} \bar{h}_R \quad (2.26)$$

Jika terjadi perpindahan kalor dari reaktor dimana senyawa terbentuk dari elemen-elemen pembentuknya (reaksi eksotermik), entalpi pembentukan memiliki tanda negatif. Jika yang diperlukan adalah perpindahan panas kalor ke reaktor (reaksi endotermik), entalpi pembentukan memiliki nilai positif.

Entalpi spesifik dari sebuah senyawa pada kondisi standar dapat diperoleh dengan menambahkan perubahan entalpi spesifik $\Delta \bar{h}$ antara kondisi standar dan kondisi yang diinginkan ke nilai entalpi pembentukan

$$\bar{h}(T, p) = \bar{h}_f^o + [\bar{h}(T, p) - \bar{h}(T_{ref}, p_{ref})] = \bar{h}_f^o + \Delta \bar{h} \quad (2.27)$$

Entalpi dari sebuah senyawa terdiri dari \bar{h}_f^o yang merupakan pembentukan senyawa tersebut dari elemen-elemen pembentukannya, $\Delta \bar{h}$ yang merupakan perubahan kondisi pada komposisi konstan. Nilai $\Delta \bar{h}$ dapat dihitung dari tabel-tabel sumber seperti tabel uap, tabel gas ideal jika sesuai, dan seterusnya.

2.5.2 Kesetimbangan Energi Untuk Sistem Reaktif Volume Atur pada Kondisi Tunak

Bahan bakar memasuki reaktor di dalam suatu aliran yang terpisah dari udara pembakaran, yang diasumsikan sebagai gas ideal. Produk-produk hasil pembakaran juga diasumsikan membentuk campuran gas ideal. Efek energi kinetik dan energi potensial diabaikan. Dengan idealisasi tersebut, kesetimbangan laju massa dan energi untuk reaktor pada volume atur dari persamaan (2.25) dapat dirumuskan

$$\frac{\dot{Q}_{cv}}{\dot{n}_F} - \frac{\dot{W}_{cv}}{\dot{n}_F} = \sum_P n_e (\bar{h}_f^o + \Delta \bar{h})_e - \sum_R n_i (\bar{h}_f^o + \Delta \bar{h})_i \quad (2.28)$$

dimana i menunjukkan bahan bakar dan aliran udara yang masuk dan e produk-produk hasil pembakaran yang keluar; \dot{n}_F menunjukkan laju aliran molar bahan bakar; n_i dan n_e merupakan koefisien dari persamaan reaksi yang memberikan jumlah reaktan dan produk per mol bahan bakar.

2.5.3 Temperatur Api Adiabatik

Pada suatu reaktor yang bekerja pada kondisi tunak, apabila tanpa adanya kerja \dot{W}_{cv} serta efek energi kinetik dan potensial, energi yang dilepaskan ketika terjadi pembakaran dipindahkan dari reaktor hanya melalui dua cara, yaitu melalui energi yang menyertai produk hasil pembakaran yang keluar dan melalui perpindahan kalor ke lingkungan sekitar. Makin kecil perpindahan

kalor yang terjadi, makin besar energi yang dibawa keluar bersama-sama dengan produk hasil pembakaran sehingga makin besar temperatur dari produk tersebut. Temperatur yang akan dicapai oleh produk hasil pembakaran di dalam limit pengoperasian adiabatik dari reaktor tersebut disebut dengan temperatur api adiabatik atau temperatur pembakaran adiabatik.

Temperatur api adiabatik dapat ditentukan dengan menggunakan prinsip-prinsip konversi massa dan konversi energi. Untuk mengilustrasikan prosedur tersebut, asumsikan bahwa udara pembakaran dan produk masing-masing membentuk campuran gas ideal. Selanjutnya, dengan asumsi-asumsi lainnya yang disebutkan, kesetimbangan laju energi dengan basis per mol bahan bakar, didapatkan persamaan sederhana ke dalam bentuk $\bar{h}_P = \bar{h}_R$, yaitu

$$\sum_P n_e \bar{h}_e = \sum_R n_i \bar{h}_i \quad (2.29)$$

dengan memasukkan persamaan (2.27) ke dalam persamaan (2.29), didapatkan persamaan lengkap

$$\sum_P n_e (\Delta \bar{h})_e = \sum_R n_i (\Delta \bar{h})_i + \sum_R n_i \bar{h}_{fi}^o - \sum_P n_e \bar{h}_{fe}^o \quad (2.30)$$

Suku sisi sebelah kanan dapat dievaluasi, sedangkan pada sisi kiri nilai $(\Delta \bar{h})_e$ memperhitungkan entalpi produk dari T_{ref} ke temperatur api adiabatik yang tidak diketahui. Temperatur api adiabatik ditentukan dengan cara iterasi karena temperatur yang tidak diketahui tersebut muncul di dalam setiap suku di dalam penjumlahan di sisi kiri persamaan (2.30).

2.6 Prinsip Dasar Perpindahan Panas dan Kekekalan Energi

Berdasarkan hukum termodinamika pertama dengan kondisi volume atur, keadaan tunak. Aliran tunak, energi kinetik dan potensial diabaikan, maka didapatkan persamaan

$$\delta \dot{Q} = \dot{m} \, di \quad (2.31)$$

Jika fluida tidak mengikuti perubahan fase dan memiliki *specific heat* konstan, maka $di = c_p dT_i$, sehingga persamaan menjadi

$$\dot{Q} = \dot{m} c_p (T_2 - T_1) \quad (2.32)$$

Hukum kesetimbangan energi menyatakan bahwa laju perubahan energi yang tersimpan di dalam suatu sistem adalah sebanding dengan laju perubahan energi yang masuk ke dalam

sistem dijumlahkan dengan energi yang dibangkitkan oleh sistem itu sendiri kemudian dikurangi dengan laju perubahan energi keluar dari sistem.

$$\dot{E}_{st} = \dot{E}_{in} + \dot{E}_g - \dot{E}_{out} \quad (2.33)$$

dimana $\dot{E}_{st} = \rho V c \frac{dT}{dt}$ adalah laju perubahan energi yang tersimpan dalam sistem

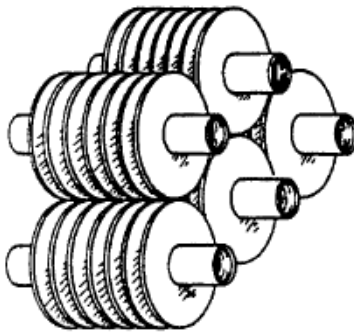
$\dot{E}_{in} = \dot{m}_{in} c_{in} T_{in}$ adalah laju perubahan energi yang masuk sistem

$\dot{E}_{out} = \dot{m}_{out} c_{out} T_{out}$ adalah laju perubahan energi yang keluar sistem

\dot{E}_g adalah energi yang dibangkitkan oleh proses pada suatu sistem itu sendiri, biasanya ditimbulkan oleh proses-proses kimia, listrik, elektromagnetik, dan nuklir.

2.7 Analisa Perpindahan Panas pada *Heat Exchanger*

Heat exchanger adalah alat penukar panas yang dapat digunakan untuk melakukan perpindahan energi panas dari suatu aliran fluida dengan temperatur tinggi ke aliran fluida dengan temperatur lebih rendah. *Compact heat exchanger* merupakan salah satu dari jenis alat penukar panas, dimana *tube bank* yang disusun secara *aligned* atau *staggered* dengan salah satu jenis *fin* yang tepasang.



Gambar 2.6 *Heat exchanger* jenis *compact*

Dalam analisa perpindahan panas pada *heat exchanger* terdapat 2 jenis perpindahan panas yang diperhitungkan, yaitu konduksi pada dinding *tube* dan konveksi dari aliran fluida pada *shell* maupun *tube*. Konveksi tersebut dianalisa dengan metode *external flow* pada bagian luar *tube* dan *internal flow* pada bagian dalam *tube*.

Dalam analisa *heat exchanger* perlu didefinisikan koefisien perpindahan panas total, dapat dihitung berdasarkan persamaan

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{(hA)_c} + \frac{R_{f,c}}{A_c} + R_w + \frac{R_{f,h}}{(\eta_o A)_h} + \frac{1}{(\eta_o hA)_h} \quad (2.34)$$

dimana *subscript c* dan *h* menunjukkan fluida dingin dan panas, R_w adalah resistansi konduksi, R_f adalah *fouling factor*, η_o adalah *overall surface efficiency* dari permukaan dengan *fin*. Nilai η_o dapat dihitung dengan persamaan

$$\eta_o = 1 - \frac{A_f}{A} (1 - \eta_f) \quad (2.35)$$

dimana A_f adalah luas permukaan *fin*, dan η_f adalah efisiensi dari sebuah *fin* yang dapat dihitung dengan persamaan

$$\eta_f = \frac{\tanh (mL)}{mL} \quad (2.36)$$

dimana $m = \left(\frac{2h}{kt}\right)^{1/2}$ dan t adalah tebal *fin*. Untuk efisiensi jenis *annular fin* dapat dilihat pada lampiran.

2.7.1 Konduksi Satu Dimensi pada Silinder Kondisi Tunak

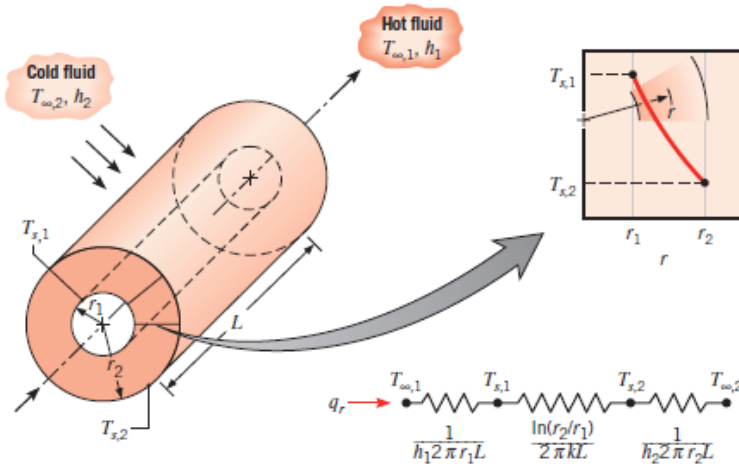
Pada aplikasi yang biasa ditemui yaitu silinder berlubang yang permukaan dalam dan luar terkena aliran fluida yang berbeda temperatur seperti ditunjukkan Gambar 2.7. Untuk kondisi tunak dengan tidak adanya energi bangkitan, persamaan perpindahan panas adalah

$$\frac{1}{r} \frac{d}{dr} \left(kr \frac{dT}{dr} \right) = 0 \quad (2.37)$$

dimana k adalah konduktivitas silinder. Dari persamaan (2.37), laju perpindahan energi secara konduksi melalui permukaan silinder dapat dirumuskan

$$q_r = -kA \frac{dT}{dr} = -k(2\pi rL) \frac{dT}{dr} \quad (2.38)$$

dimana $A = 2\pi rL$ adalah luas perpindahan panas ke arah normal bidang.



Gambar 2.7 Silinder berlubang dengan kondisi konveksi permukaan

Distribusi temperatur pada permukaan silinder bisa didapatkan dengan penurunan persamaan (2.37) dan penerapan *boundary conditions*. Dengan nilai k konstan, maka penurunan persamaan (2.37) menghasilkan persamaan distribusi temperatur berikut

$$T(r) = \frac{T_{s,1} - T_{s,2}}{\ln(r_1/r_2)} \ln\left(\frac{r}{r_2}\right) + T_{s,2} \quad (2.39)$$

Jika persamaan distribusi temperatur tersebut digunakan pada hukum Fourier, maka persamaan (2.39) dapat dituliskan untuk laju perpindahan panas

$$q_r = \frac{2\pi Lk(T_{s,1} - T_{s,2})}{\ln(r_2/r_1)} \quad (2.40)$$

Dari persamaan (2.40) maka diketahui *thermal resistance* untuk konduksi radial permukaan silinder adalah

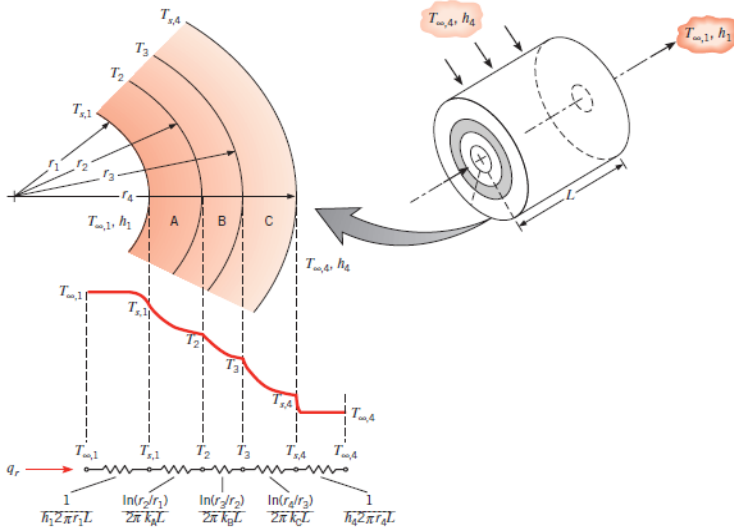
$$R_{t,cond} = \frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi Lk} \quad (2.41)$$

Sedangkan untuk konveksi ke arah radial silinder, *thermal resistance* dapat dihitung dengan persamaan

$$R_{t,conv,i} = \frac{1}{2\pi r_i L h_i} \quad \text{dan} \quad R_{t,conv,o} = \frac{1}{2\pi r_o L h_o} \quad (2.42)$$

dimana *i* dan *o* menunjukkan konveksi pada aliran dalam (*inner*) dan luar (*outer*).

Untuk sebuah silinder yang disusun secara komposit dari beberapa material, susunan distribusi temperatur dan *thermal resistance* ditunjukkan pada Gambar 2.8.

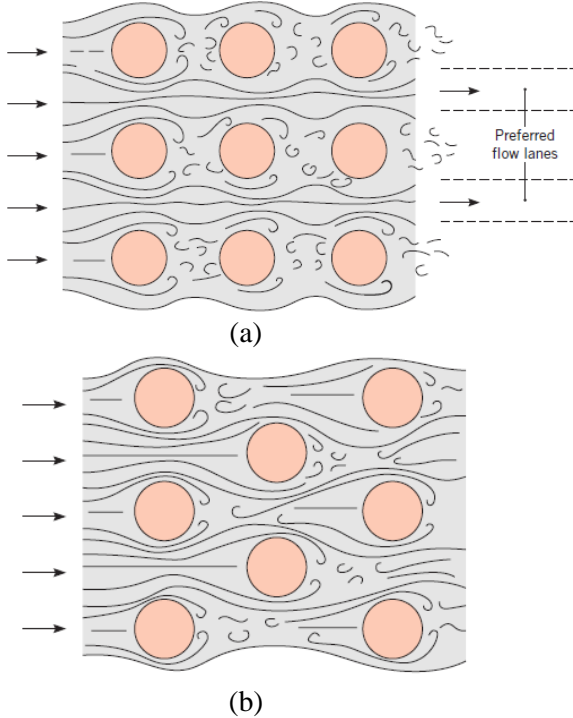


Gambar 2.8 Distribusi temperatur untuk sebuah dinding silinder komposit

2.7.2 External Flow Melewati Tube

Perpindahan panas yang terjadi di luar *tube* dari *heat exchanger* tipe *compact* dianalisa berdasarkan perpindahan panas konveksi *external flow* melewati silinder. Perpindahan panas secara konveksi tergantung pada koefisien konveksi yang dipengaruhi jenis aliran (laminar atau turbulen) dan susunan *tube* (*aligned* atau *staggered*). Aliran yang semakin turbulen akan membuat koefisien konveksi semakin tinggi, tetapi *pressure drop*

juga meningkat, sehingga perlu dilakukan perhitungan yang cermat dalam mendesain atau menganalisa *heat exchanger*. Untuk susunan *tube* jenis *staggered* memiliki koefisien konveksi lebih tinggi, karena bentuknya yang berliku membuat aliran fluida banyak yang mengenai *tube* dan aliran juga lebih turbulen.



Gambar 2.9 Aliran fluida melalui susunan *tube*,
(a) susunan *aligned* dan (b) susunan *staggered*

Secara umum koefisien konveksi perpindahan panas rata-rata untuk aliran melewati susunan *tube* yang memiliki sepuluh baris atau lebih dapat menggunakan persamaan

$$\bar{h} = \frac{\bar{Nu}_D x k}{D} \quad (2.43)$$

Nusselt number yang melewati sebuah silinder (*tube*) dapat dihitung menggunakan persamaan

$$\overline{Nu}_D = C Re_D^m Pr^{1/3} \quad (2.44)$$

Persamaan (2.45) digunakan untuk $Pr \geq 0,7$, $0,4 \leq Re_D \leq 4 \times 10^5$, dengan mengevaluasi properti pada temperatur film (T_f). Konstanta C dan m dapat dilihat pada tabel lampiran.

Pada *tube bank*, *Nusselt number* rata-rata dapat dihitung tergantung pada besar *Reynold number* dan *Prandtl number* yang terjadi.

$$\overline{Nu}_D = C_1 Re_{D,max}^m Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_s}\right)^{1/4} \quad (2.45)$$

dengan ketentuan
$$\begin{bmatrix} N_L \geq 20 \\ 0,7 \leq Pr \leq 500 \\ 10 \leq Re_{D,max} \leq 2 \times 10^6 \end{bmatrix}$$

dimana N_L adalah jumlah baris *tube*, C_1 dan m adalah konstanta yang dapat dilihat pada tabel lampiran. Semua properti kecuali Pr_s dievaluasi dengan rata-rata aritmatik dari temperatur fluida masuk (T_i) dan keluar (T_o).

Untuk susunan *tube* dengan jumlah baris kurang dari 20, $N_L \leq 20$, koefisien perpindahan panas rata-rata mengalami penurunan dengan menerapkan faktor koreksi, sesuai dengan persamaan

$$\overline{Nu}_D|_{(N_L \leq 20)} = C_2 \overline{Nu}_D|_{(N_L \leq 20)} \quad (2.46)$$

dengan C_2 adalah faktor koreksi sesuai dengan tabel pada lampiran.

Untuk nilai *Nusselt number* pada *tube bank* dengan *annular fin* digunakan persamaan

$$\overline{Nu}_D = 0,134 Re^{0,681} Pr^{1/3} \left(\frac{s}{l}\right)^{0,2} \left(\frac{s}{t}\right)^{0,1134} \quad (2.47)$$

Untuk mendapatkan nilai *Reynold number* menggunakan persamaan

$$Re_{D,max} = \frac{\rho V_{max} D_h}{\mu} \quad (2.48)$$

$$D_h = 4 \frac{T_2 A_o}{A_{total}} \quad (2.49)$$

$$A_o = \left[\left(\frac{L_s}{S_T} - 1 \right) z' + S_T - D_o - (D_f - D_o) t_f N_f \right] L \quad (2.50)$$

$$A_{total} = \pi D_o (L - t_f N_f' L) N_T + \left[\frac{2\pi(D_f^2 - D_o^2)}{4} + \pi D_f t_f \right] N_f' L N_T \quad (2.51)$$

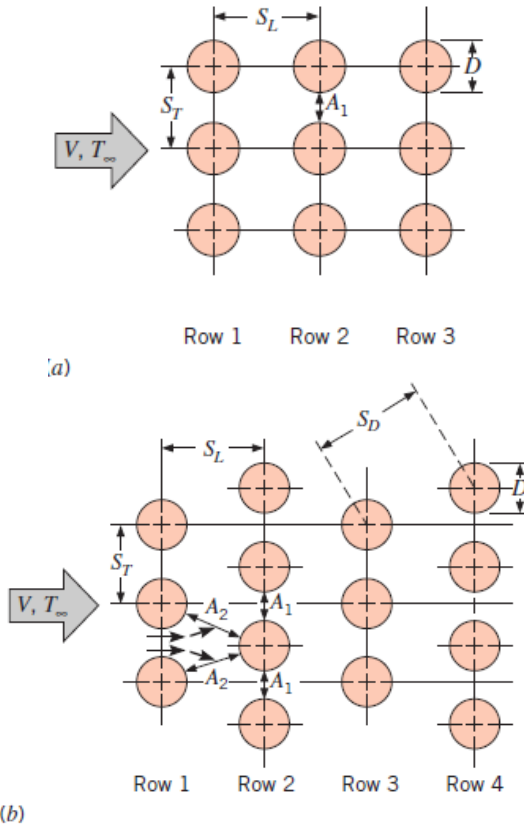
dimana D_h merupakan diameter hidraulik, A_0 merupakan *minimum free flow area*, A_{total} merupakan luasan total *tube* ditambah *fin*.

Nilai z' ditentukan dengan cara

$$z' = 2x' \text{ jika } 2x' < 2y' \text{ dan } z' = 2y' \text{ jika } 2x' > 2y' \quad (2.52)$$

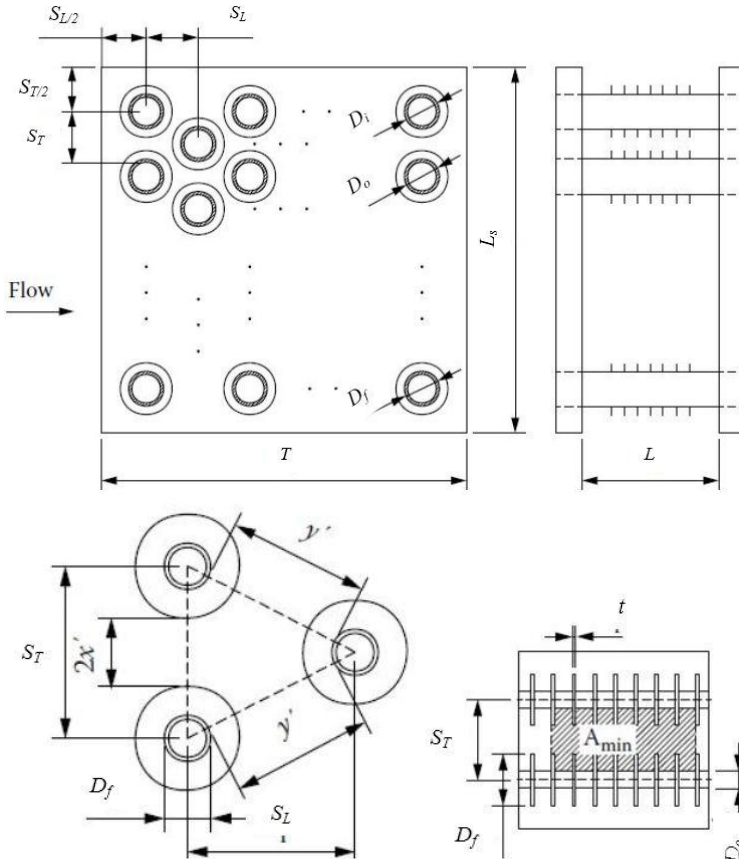
$$2x' = (S_T - D_o) - (D_f - D_o)t_f N_{f'} \quad (2.53)$$

$$y' = \left[\left(\frac{S_T}{2} \right)^2 + S_L^2 \right]^{0.5} - D_o - (D_f - D_o)t_f N_{f'} \quad (2.54)$$



Gambar 2.10 Susunan *tube bank*, (a) *aligned* dan (b) *staggered*

Persamaan 2.50-2.54 untuk *tube* dengan susunan *staggered* dimana detail dimensinya ditunjukkan pada gambar 2.11.



Gambar 2.11 Detail dimensi *compact HE* aliran *crossflow* dengan *annular fin*

Besarnya kecepatan maksimal aliran pada *shell* yang melewati *tube*, tergantung pada luasan yang dilewati, yaitu A_1 atau A_2 . Pada susunan *aligned*, kecepatan maksimum terjadi pada A_1 , sehingga V_{max} dapat dihitung dengan persamaan

$$V_{max} = \frac{S_r}{S_r - D} \times V \quad (2.55)$$

Sedangkan untuk susunan *staggered*, kecepatan terjadi pada A_2 apabila

$$2(S_D - D) < (S_T - D) \quad (2.56)$$

Faktor untuk 2 hasil dari bifurkasi yang dialami oleh fluida bergerak dari bidang A_1 ke A_2 , V_{max} dapat terjadi pada A_2 bila

$$S_D = [S_L^2 + \left(\frac{S_T}{2}\right)^2]^{1/2} < \frac{S_T + D}{2} \quad (2.57)$$

Untuk menghitung V_{max} pada A_2 menggunakan persamaan

$$V_{max} = \frac{S_r}{2(S_T - D)} \times V \quad (2.58)$$

2.7.3 Internal Flow pada Tube

Perpindahan panas dari fluida yang mengalir di dalam *tube* termasuk pada *internal flow*, yaitu aliran fluida dimana *boundary layer* tidak memungkinkan untuk berkembang karena dibatasi oleh permukaan *tube*. *Internal flow* juga terdiri dari dua jenis aliran, yaitu aliran laminar dan turbulen. Untuk mengetahui jenis aliran tersebut dengan menghitung nilai *Reynold number* dengan persamaan

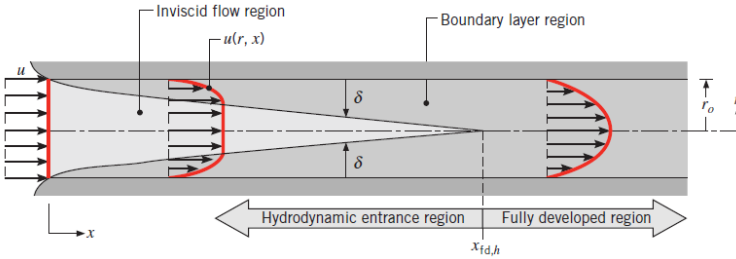
$$Re = \frac{\rho V D}{\mu} \quad (2.59)$$

Dengan nilai $\dot{m} = \rho V A_c$, maka *Reynold number* juga dapat dituliskan

$$Re = \frac{4\dot{m}}{\pi D \mu} \quad (2.60)$$

Untuk aliran dalam *tube* dinyatakan laminar bila $Re < 2300$, dan dinyatakan turbulen bila $Re > 2300$.

Perpindahan panas pada aliran laminar dalam *tube* dapat ditinjau dengan dua kondisi, yaitu saat *heat flux* permukaan konstan dan saat temperatur permukaan konstan. *Nusselt number* pada aliran laminar dalam *tube* mempunyai nilai konstan, hanya tergantung jenis kondisi tersebut.



Gambar 2.12 Ilustrasi aliran di dalam sebuah *tube*

$$\begin{aligned}
 Nu_D &= \frac{hD}{k} = 4,36 & \text{untuk } q'' = \text{konstan} \\
 Nu_D &= \frac{hD}{k} = 3,66 & \text{untuk } T_s = \text{konstan}
 \end{aligned} \quad (2.61)$$

Pada aliran turbulen dalam *tube*, *Nusselt number* dapat dihitung menggunakan persamaan dari Dittus-Boelter, dengan jenis perpindahan panas (pemanasan atau pendinginan) menjadi faktor yang diperhitungkan.

$$Nu_D = 0,023 Re_D^{4/5} Pr^n \quad (2.62)$$

$$\left[\begin{array}{l} 0,6 \leq Pr \leq 160 \\ Re_D \geq 10.000 \\ \frac{L}{D} \geq 10 \end{array} \right]$$

dimana $n=0,4$ untuk proses pemanasan dan $n=0,3$ untuk proses pendinginan.

2.7.4 Analisa *Heat Exchanger* dengan Menggunakan Metode LMTD

Untuk mendesain atau memprediksi performa *heat exchanger*, penting untuk menghubungkan total laju perpindahan panas ke kuantitas, seperti temperatur fluida masuk dan keluar, *overall heat transfer coefficient*, dan total luas permukaan perpindahan panas. Laju perpindahan panas yang melalui fluida panas maupun fluida dingin dapat dihitung dengan persamaan

$$\dot{Q} = \dot{m}_h c_{p,h} (T_{h,i} - T_{h,o}) \quad (2.63)$$

$$\dot{Q} = \dot{m}_c c_{p,c} (T_{c,o} - T_{c,i}) \quad (2.64)$$

Dengan menggunakan variabel *overall heat transfer coefficient* dan total luas permukaan perpindahan panas, laju perpindahan panas dapat dihitung dengan metode LMTD (*Log Mean Temperature Difference*).

$$\dot{Q} = UA\Delta T_{lm} \quad (2.65)$$

dimana ΔT_{lm} dihitung dengan persamaan

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln(\Delta T_2 / \Delta T_1)} \quad (2.66)$$

Nilai ΔT_1 dan ΔT_2 dipengaruhi oleh jenis alirannya, *counter flow* atau *parallel flow*, dan nilainya dapat diketahui berdasarkan Gambar 2.14 dan 2.15.

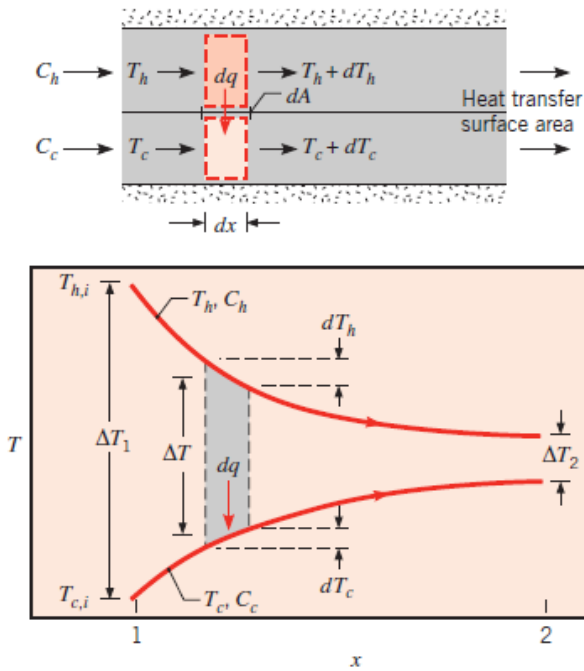
Untuk *heat exchanger tipe compact cross flow*, digunakan ΔT_{lm} *counter flow* dengan faktor koreksi F dalam perhitungan laju aliran panas, sehingga

$$\dot{Q} = UAF\Delta T_{lm,cf} \quad (2.67)$$

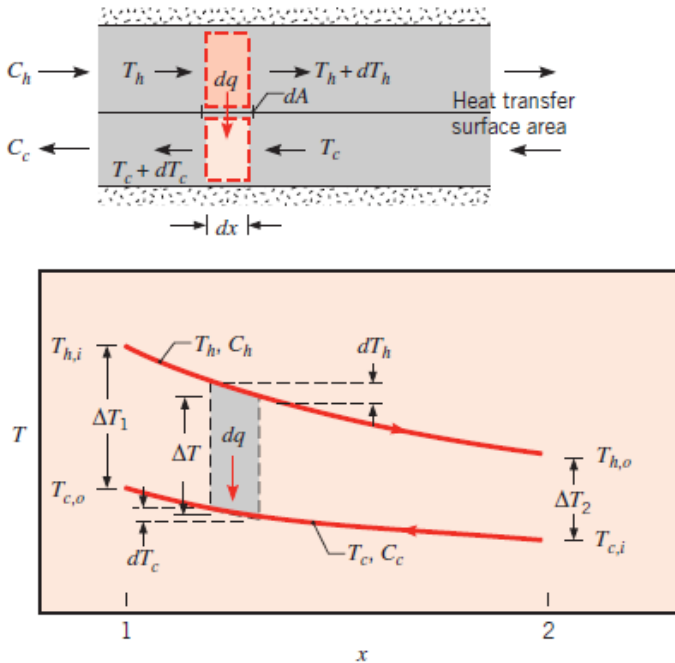
Nilai F didapatkan lampiran dengan menentukan rasio P dan R yang dihitung persamaan

$$P = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}} \quad (2.68)$$

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} \quad (2.69)$$



Gambar 2.13 Distribusi temperatur untuk *parallel flow*



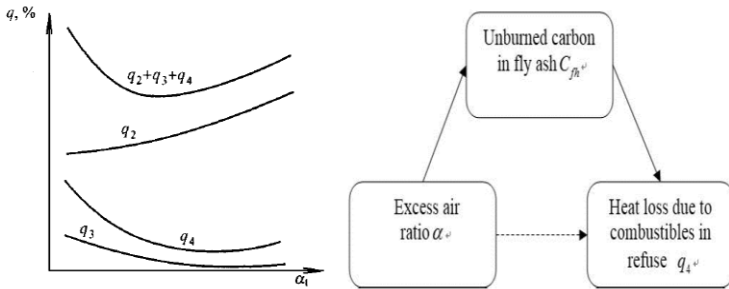
Gambar 2.14 Distribusi temperatur untuk *counter flow*

2.8 Penelitian Terdahulu

Junxiong Qi (2014) dalam jurnalnya yang berjudul “*Research and Improvement on Calculation Method of Optimal Excess Air Ratio*” melakukan penelitian tentang analisa hubungan *excess air ratio* (α) terhadap kerugian dalam sistem pembakaran di *boiler*. Kerugian tersebut yaitu kerugian panas akibat *exhaust gas* (q_2), pembakaran tidak sempurna secara kimia (q_3), dan potensi bahan bakar yang terbuang (q_4).

Sekarang ini efisiensi panas pada *boiler* hanya dapat mencapai 80% dan banyak faktor yang mempengaruhi efisiensi panas. Dari sejumlah faktor tersebut, dampak dari efisiensi pembakaran selama operasi terhadap efisiensi panas dari *boiler* tidak bisa diabaikan, dan faktor paling penting yang mempengaruhi efisiensi pembakaran adalah *excess air ratio*. Oleh karena itu,

penelitian tentang *excess air ratio* untuk menentukan nilai optimal sangat penting.



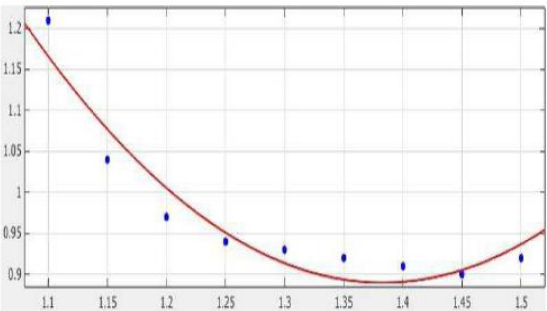
Gambar 2.15 Pengaruh *excess air ratio* terhadap kerugian pembakaran dan hubungan *excess air ratio* dengan *unburned carbon*

Pada gambar 2.15 terlihat bahwa pengaruh *excess air ratio* terhadap kerugian panas, ketika *excess air ratio* meningkat maka jumlah kerugian panas awalnya akan menurun dan kemudian naik, dimana terdapat nilai minimum yang merupakan *excess air ratio* optimal. Dalam penelitian ini diambil contoh pada analisa boiler kapasitas 300MW.

Hasil penelitian hubungan antara *excess air ratio* dan kerugian panas akibat potensi bahan bakar yang terbang dalam padatan / *fly ash* (q_4) ditunjukkan pada tabel 2.2. Sedangkan untuk hubungan *excess air ratio* dan kerugian panas terhadap *exhaust gas* (q_2) ditunjukkan pada tabel 2.3. Sementara itu, hubungan *excess air ratio* dan kerugian panas akibat pembakaran tidak sempurna secara kimia (q_3) dapat diabaikan karena pengaruhnya sangat kecil, semakin tinggi *excess air* maka q_3 akan semakin rendah mendekati 0, dapat dianggap nilai $q_3 = 0$.

Tabel 2.2 Nilai q_4 dalam Kasus Kandungan *Fly Ash* Berbeda

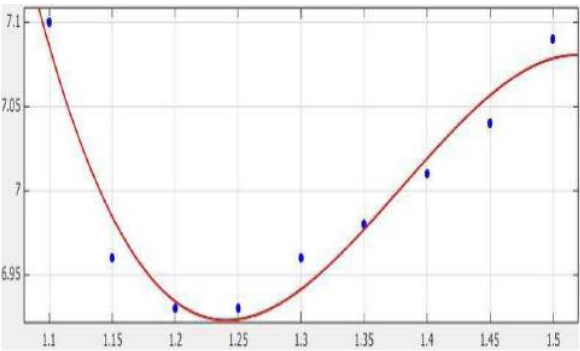
α	1.1	1.15	1.2	1.25	1.3	1.35	1.4	1.45	1.5
$C_{fh},\%$	5.90	5.10	4.75	4.6	4.55	4.50	4.45	4.43	4.50
$q_4,\%$	1.21	1.04	0.97	0.94	0.93	0.92	0.91	0.90	0.92



Gambar 2.16 *Fitting curve* antara α dan q_4

Tabel 2.3 Nilai q_2 untuk Variasi α

α	1.10	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	1.40	1.45	1.50
$q_2,\%$	5.89	5.92	5.96	5.99	6.03	6.06	6.10	6.14	6.17



Gambar 2.17 *Fitting curve* antara α dan $q_2+q_3+q_4$

Dalam penelitian ini juga diperhitungkan faktor koreksi dari q_4 yang mengakibatkan sebagian bahan bakar tidak terbakar sehingga hanya $(1 - \frac{q_4}{100})$ kg per 1 kg *fuel* dalam reaksi pembakaran. Penggabungan ketiga kerugian terhadap α dapat diekspresikan dalam rumus $q_2 + q_3 + q_4 = -22,9\alpha^3 + 94,9\alpha^2 - 130,1\alpha + 66,57$ untuk mendapatkan nilai spesifik *excess air ratio*. Dari penggabungan q_2 , q_3 , dan q_4 terhadap *excess air ratio* dapat disimpulkan bahwa nilai dari *excess air ratio* optimal dapat meningkatkan efisiensi pembakaran sekaligus efisiensi panas boiler.

Guanqun Zhang (2015) dalam jurnalnya yang berjudul “*Study on Optimum Excess Air Coefficient for Power Plant Boilers*” melakukan penelitian tentang pengaruh *excess air coefficient* terhadap total kerugian panas pada boiler dengan beban berbeda.

Pada analisa kerugian panas pada *exhaust gas* (q_2) dengan beban yang berbeda, didapatkan hubungan *excess air ratio* dengan q_2 ditunjukkan pada tabel 2.4 dimana keduanya memiliki hubungan linier. Sedangkan analisa pada kerugian panas pembakaran tidak sempurna pada *flammable gas* (q_3) ditunjukkan pada tabel 2.5. Untuk analisa kerugian panas pembakaran tidak sempurna dalam bentuk padatan ditunjukkan pada tabel 2.6.

Tabel 2.4 Kerugian q_2 terhadap Beban Berbeda

Load (MW)	Exhaust gas heat loss
298	$(4.123\alpha + 0.273)\%$
245.3	$(3.992\alpha + 0.265)\%$
215.8	$(3.716\alpha + 0.246)\%$
192.3	$(3.601\alpha + 0.239)\%$

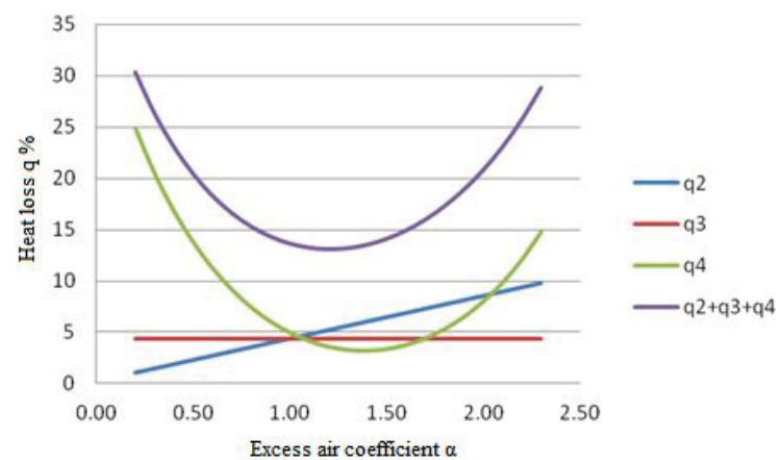
Tabel 2.5 Kerugian Panas Pembakaran Tidak Sempurna pada *Flammable Gas*

Boiler load[MW]	flue gas oxygen content (%)	CO content (%)	V_{dg} [m ³ /kg]	Q_2 [kJ/kg]	q_3 (%)
298	5.21	1.04	8.29	1086.18	4.34
245.3	5.08	1.21	8.19	1251.34	5.00
215.8	5.88	0.15	8.85	166.66	0.67
192.3	6.84	0.02	8.94	22.59	0.09

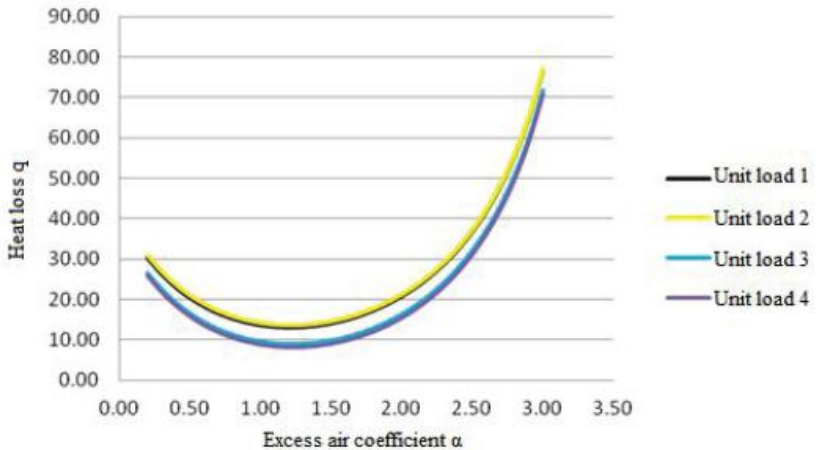
Tabel 2.6 Data Eksperimen Kandungan *Fly Ash Carbon* dan *Excess Air Coefficient*

α	1.1	1.15	1.2	1.25	1.3	1.35	1.4	1.45	1.5
C_{fa}	5.9	5.1	4.75	4.6	4.55	4.5	4.45	4.43	4.5

Dalam menentukan *excess air coefficient* optimal digabungkan seluruh kerugian panas yang terjadi. Contoh pada beban 298MW didapatkan grafik masing-masing kerugian panas dan total kerugian ditunjukkan pada gambar 2.19. Sedangkan untuk masing-masing beban ditunjukkan pada gambar 2.20.



Gambar 2.18 Grafik hubungan α dan kerugian panas pada beban 298MW



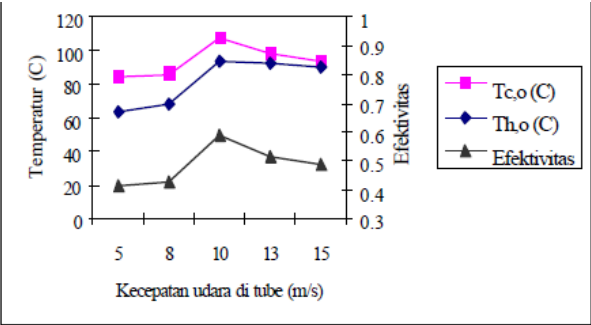
Gambar 2.19 Grafik hubungan α dan total kerugian pada beban berbeda

Ekadewi Anggraini H. (2000) dalam jurnalnya yang berjudul “Pengaruh Kecepatan Aliran Terhadap Efektivitas *Shell-and-Tube Heat Exchanger*” melakukan penelitian tentang pengaruh *flow rate* terhadap *effectiveness* penukar panas. Metodologi yang digunakan pada penelitian ini yaitu dengan mengalirkan udara panas bersuhu 165°C dan udara dingin bersuhu 27°C dengan udara sekitar bersuhu 27°C , kemudian dengan mengubah aliran udara panas di *shell* menjadi di *tube*. Dari penelitian tersebut didapatkan hasil ditunjukkan pada tabel 2.7.

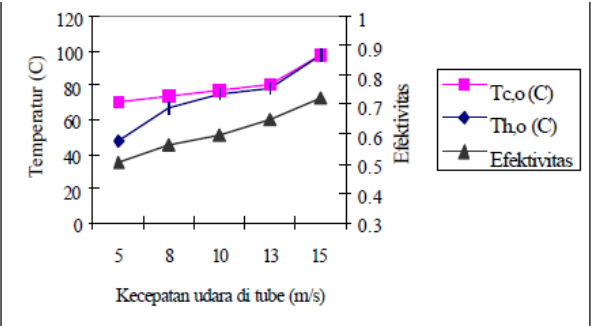
Tabel 2.7 Hasil Percobaan dimana Udara Panas Mengalir di Sisi
(a) *Shell* (b) *Tube*

Percobaan ke	No.	V_{tube} (m/s)	V_{shell} (m/s)	$T_{c,o}$ (°C)	$T_{h,o}$ (°C)
I	1	5	0,74	83,7	63,6
	2	8	1,18	85,5	67,5
	3	10	1,47	107,2	93,1
	4	13	1,92	97,8	92,8
	5	15	2,21	94,3	89,6
II	1	5	0,74	84,4	64,2
	2	8	1,18	86,4	68,9
	3	10	1,47	108,4	93,0
	4	13	1,92	98,1	91,7
	5	15	2,21	93,2	90,4

Percobaan ke	No.	V_{tube} (m/s)	V_{shell} (m/s)	$T_{c,o}$ (°C)	$T_{h,o}$ (°C)
I	1	5	0,74	69,5	46,8
	2	8	1,18	74,6	67,0
	3	10	1,47	76,1	74,4
	4	13	1,92	80,0	78,1
	5	15	2,21	97,3	97,6
II	1	5	0,74	70,6	47,2
	2	8	1,18	73,1	67,0
	3	10	1,47	76,8	73,5
	4	13	1,92	80,0	77,2
	5	15	2,21	96,4	97,3

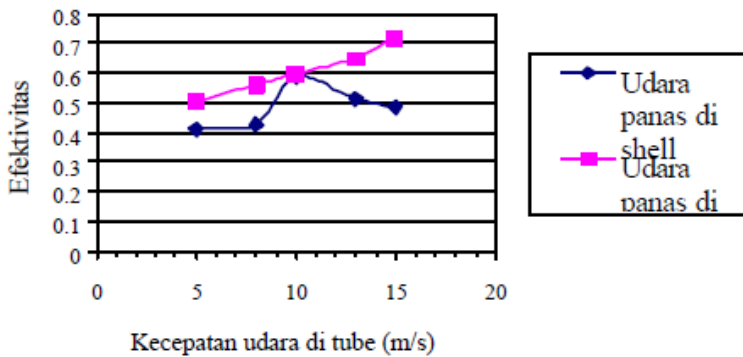


(a)



(b)

Gambar 2.20 Grafik efektivitas dan temperatur keluar sebagai fungsi kecepatan udara di *tube* (a) udara panas mengalir pada sisi *shell* dan (b) udara panas mengalir pada sisi *tube*



Gambar 2.21 Grafik efektivitas fungsi kecepatan udara di *tube*

Dari penelitian ini dapat diambil kesimpulan yaitu efektivitas *shell-and-tube heat exchanger* meningkat jika fluida, baik di sisi *shell* maupun di sisi *tube*, mengalir dengan kecepatan lebih tinggi hingga suatu harga maksimum dan kemudian akan menurun meskipun kecepatan fluida meningkat terus. Selain itu, efektivitas *shell-and-tube heat exchanger* lebih tinggi jika udara panas mengalir di *tube* dan udara dingin mengalir di *shell*.

(halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB III

METODOLOGI PENELITIAN

3.1 Tahap-Tahap Penelitian Tugas Akhir

Metodologi yang digunakan dalam penyusunan Tugas Akhir “Analisa *Heat Balance Thermal Oxidizer* dengan *Waste Heat Recovery Unit* (Studi Kasus *Central Processing Plant* Gundih)” adalah sebagai berikut.

a. Studi Kasus

Studi kasus dilakukan untuk memahami permasalahan mengenai kinerja *Thermal Oxidizer* dan *Waste Heat Recovery Unit* di *Central Processing Plant* Gundih. Informasi tentang permasalahan TOX dan WHRU diperoleh berdasarkan observasi aktual di lapangan, wawancara dengan pegawai, dokumentasi data operasional, dan pemantauan pada DCS (*Distributed Control System*).

b. Studi Literatur

Studi literatur dilakukan untuk meninjau literatur yang bersangkutan dengan topik penelitian Tugas Akhir. Literatur yang digunakan yaitu buku-buku, jurnal hasil penelitian, tugas akhir, serta artikel di internet. Studi literatur dilakukan dengan membaca, merangkum, dan menyimpulkan semua referensi tentang termodinamika pada sistem pembakaran TOX dan perpindahan panas pada penukar panas WHRU.

c. Pengambilan Data

Untuk melakukan penelitian Tugas Akhir perlu didukung dengan pengambilan data yang cukup. Data yang diperlukan yaitu spesifikasi lengkap dan *drawing* peralatan TOX dan WHRU, P&ID TOX, data operasi pada bulan Juni-Juli 2016, dan foto peralatan di *plant*.

d. Analisa Data

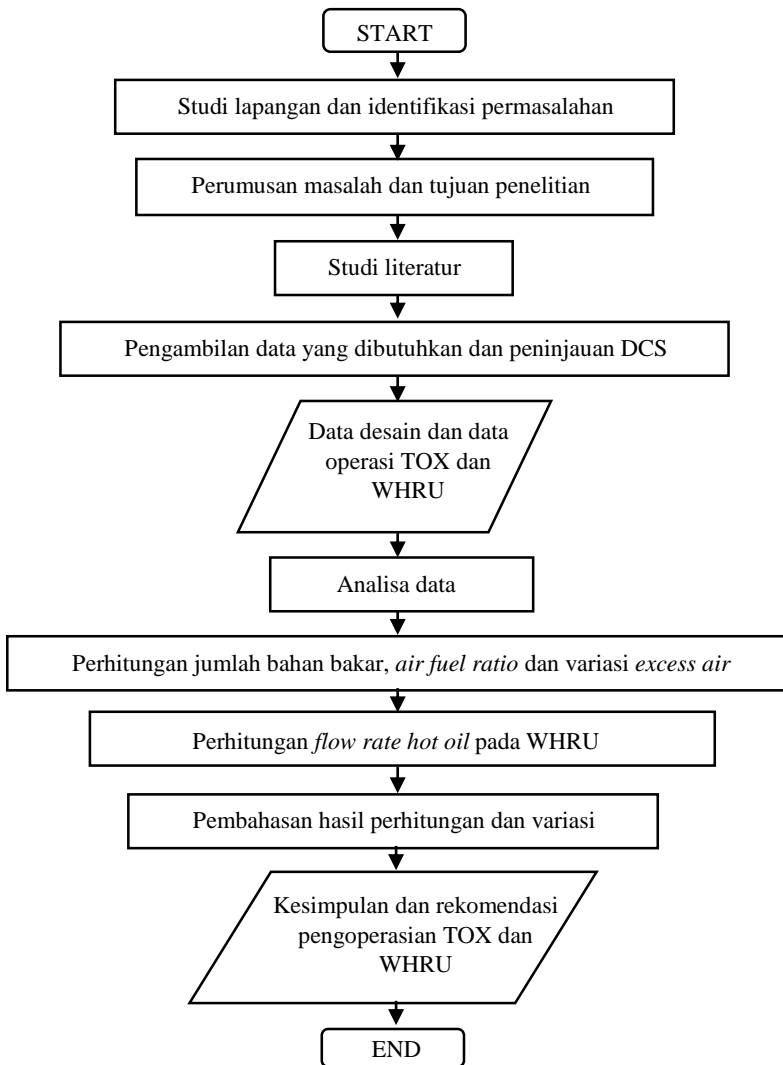
Dari data yang diperoleh tersebut bisa diolah untuk menyelesaikan permasalahan dan mendapatkan hasil akhir yang diinginkan. Data utama yang digunakan dalam analisa pembakaran pada TOX yaitu data *waste gas* (*acid gas* dan *vent gas*) yang

berasal dari berbagai unit proses pengolahan di CPP Gundih, data ini berupa *flow rate*, suhu dan tekanan dari setiap *input waste gas* ke dalam ruang bakar. Data yang digunakan berikutnya adalah *flow rate*, suhu dan tekanan dari bahan bakar dan udara yang digunakan dalam pengoperasian TOX saat ini, data tersebut akan dihitung ulang dengan analisa termodinamika untuk mengetahui kesesuaian antara teoritis dan kondisi aktual. Setelah itu, akan dilakukan perhitungan jumlah bahan bakar dan *air fuel ratio* secara termodinamika dan dilakukan variasi jumlah *excess air* untuk pembakaran TOX, dengan tujuan untuk mendapatkan nilai yang tepat dalam pembakaran.

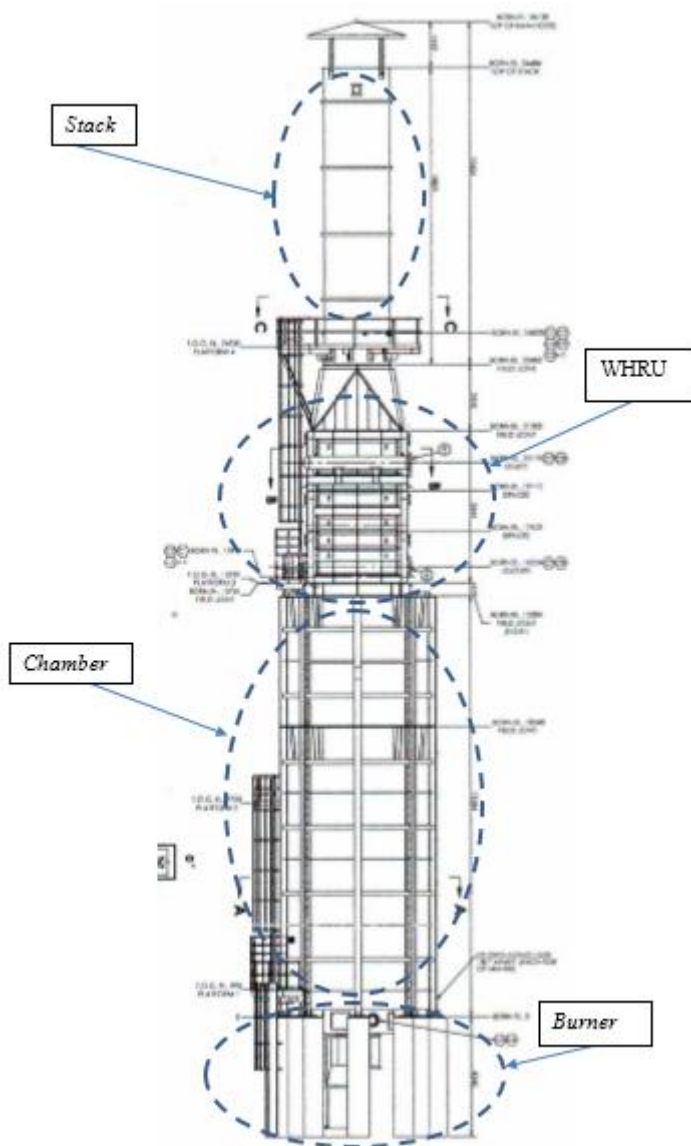
Setelah dilakukan analisa pada pembakaran TOX, selanjutnya dilakukan analisa pada WHRU dengan analisa perpindahan panas. Data yang digunakan berupa *flow rate*, suhu dan tekanan dari *flue gas*, spesifikasi bentuk penukar panas, serta *flow rate*, suhu dan tekanan dari *hot oil* di sisi *tube*. Analisa awal akan dilakukan perhitungan ulang kondisi operasi saat ini untuk mengetahui kesesuaian antara teoritis dan kondisi aktual. Selanjutnya akan dilakukan perhitungan *flow rate* dari *hot oil* pada sisi *tube* untuk mendapatkan suhu *outlet* 350°F (176,6°C).

e. Penyusunan Laporan Tugas Akhir

Pada penyusunan laporan ini akan membahas secara detail hasil dari analisa data yang telah dilakukan sebelumnya. Laporan ini akan digunakan untuk menjawab semua perumusan masalah yang ada. Setelah itu akan diambil kesimpulan dan rekomendasi pengoperasian TOX dan WHRU.

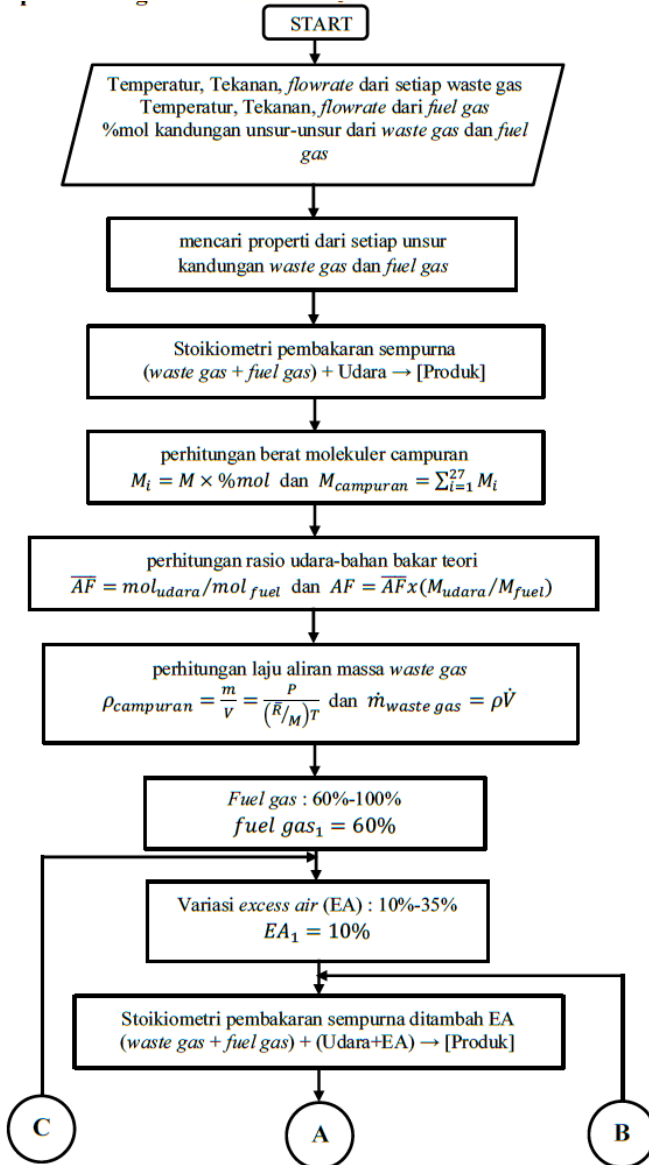


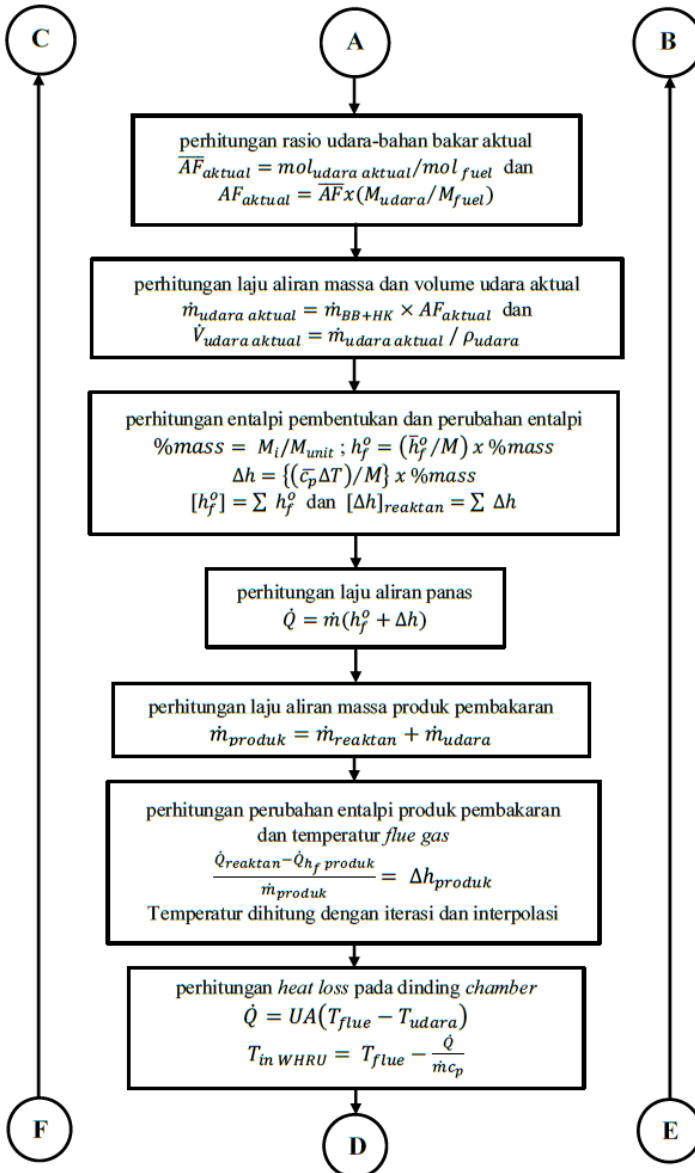
Gambar 3.1 Diagram alir tahap penelitian Tugas Akhir

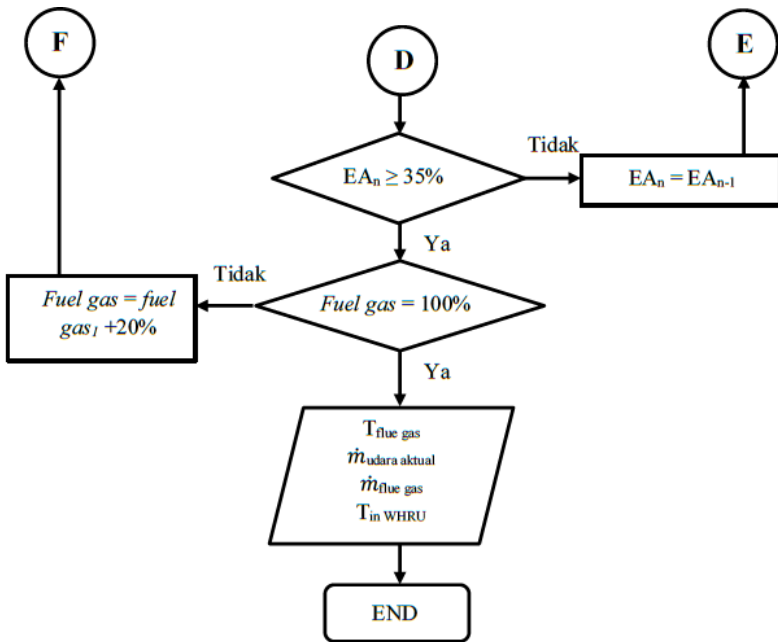


Gambar 3.2 *Drawing* dari TOX di CPP Gundih

3.2 Tahap Perhitungan *Thermal Oxidizer*

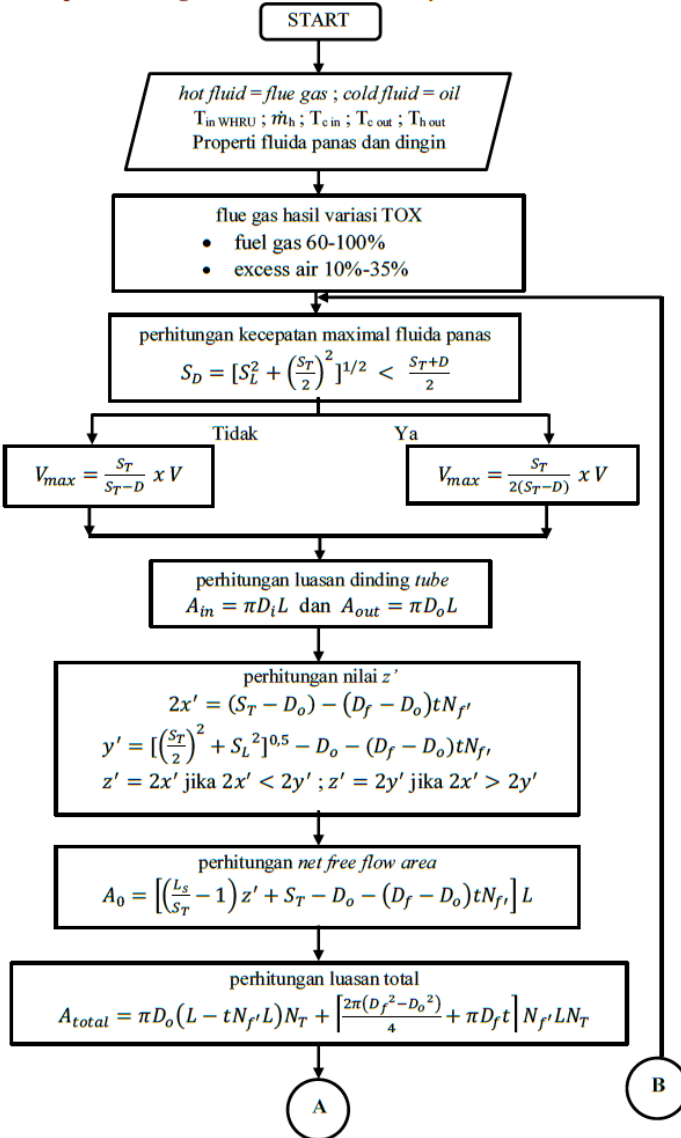


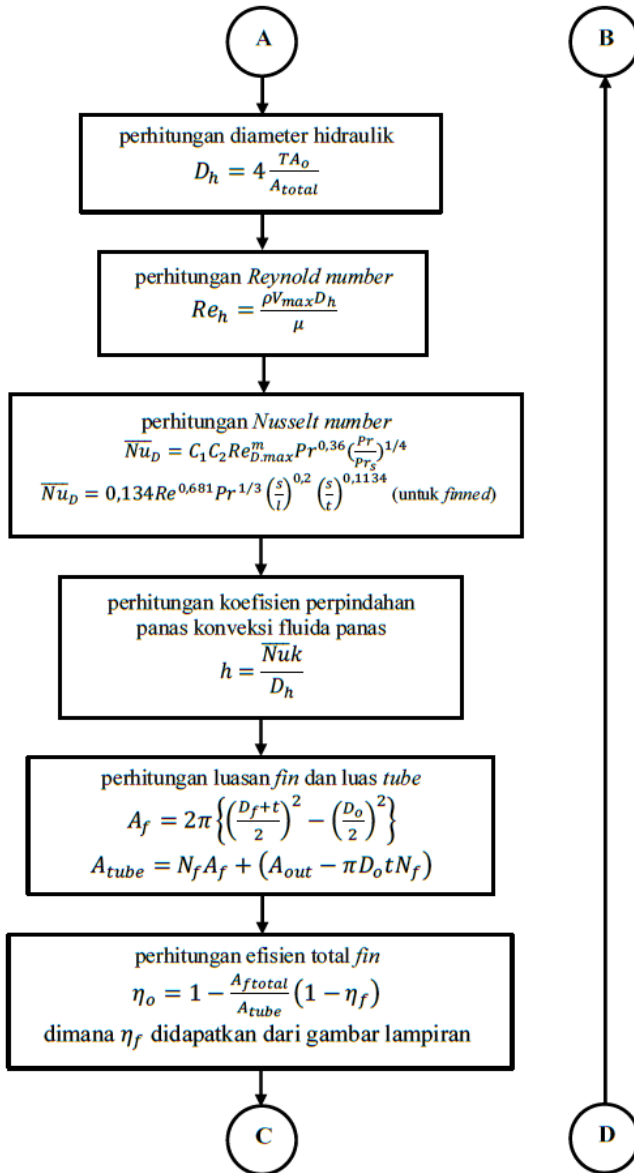


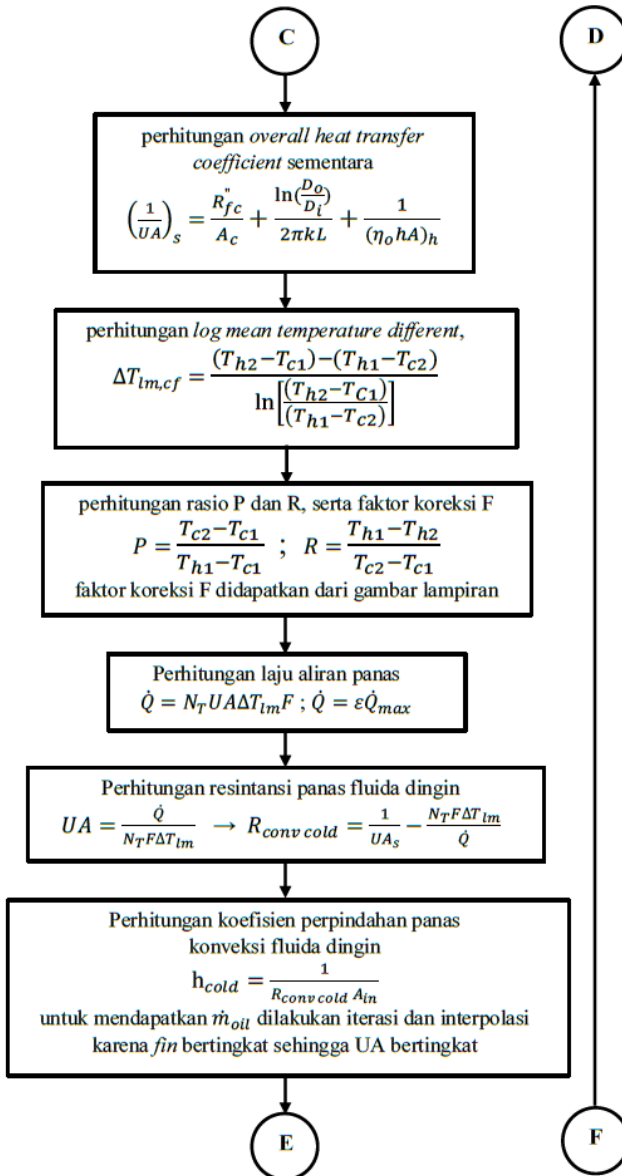


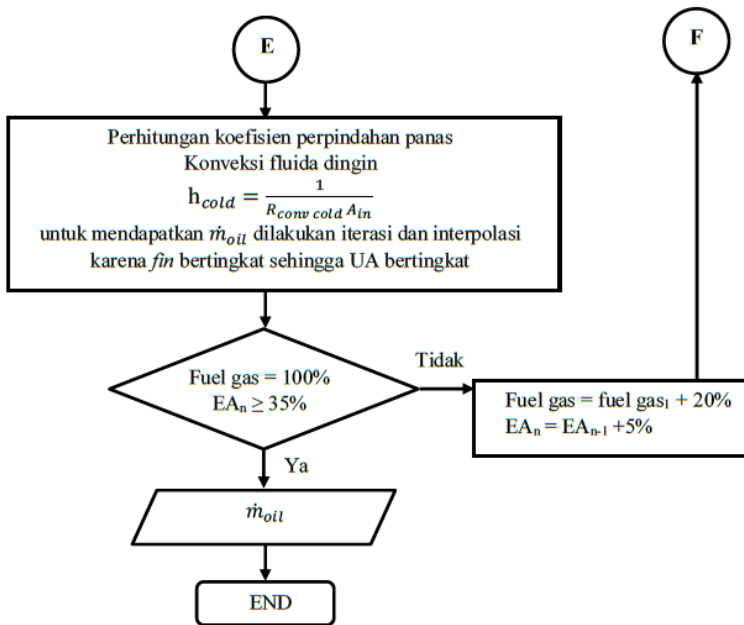
Gambar 3.3 Diagram alir perhitungan sistem pembakaran TOX

3.3 Tahap Perhitungan *Waste Heat Recovery Unit*









Gambar 3.4 Diagram alir perhitungan perpindahan panas WHRU

(halaman ini sengaja dikosongkan)

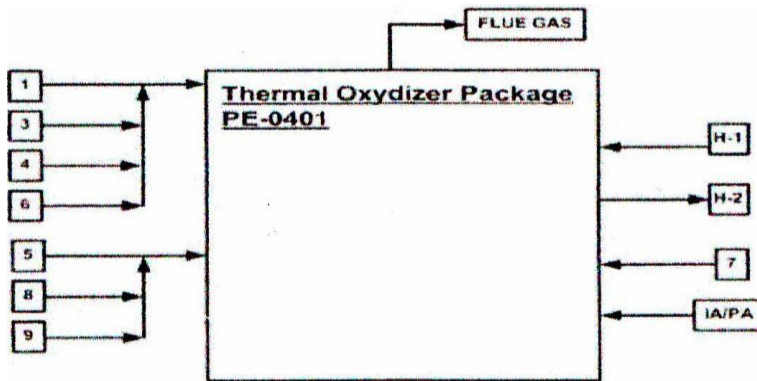
BAB IV

ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN

4.1 Data Desain dan Data Aktual Operasional *Thermal Oxidizer dan Waste Heat Recovery Unit*

Data desain TOX dan WHRU digunakan ketika kondisi normal, dimana untuk *input* dari Unit 2 (*Acid gas from AGRU*) tidak dibakar dalam TOX. Skema input TOX ditunjukkan pada gambar 4.1, kesetimbangan energi dan massa TOX ditunjukkan pada gambar 4.2. Data desain TOX diberikan pada tabel 4.1 dan data desain WHRU diberikan pada tabel 4.2.

Data aktual operasional TOX dan WHRU didapatkan dari rata-rata pengambilan data tanggal 27 Juni hingga 10 Juli 2016, sedangkan %mol kandungan komponen-komponen *waste gas* didapatkan pada pengambilan *gas sample* pada Februari dan September 2015. Pada kondisi aktual, *input* dari unit 4, 8, dan 9 tidak ada. Data aktual TOX diberikan pada tabel 4.3 dan data aktual WHRU diberikan pada tabel 4.4.



Gambar 4.1 Skema *input* TOX kondisi normal

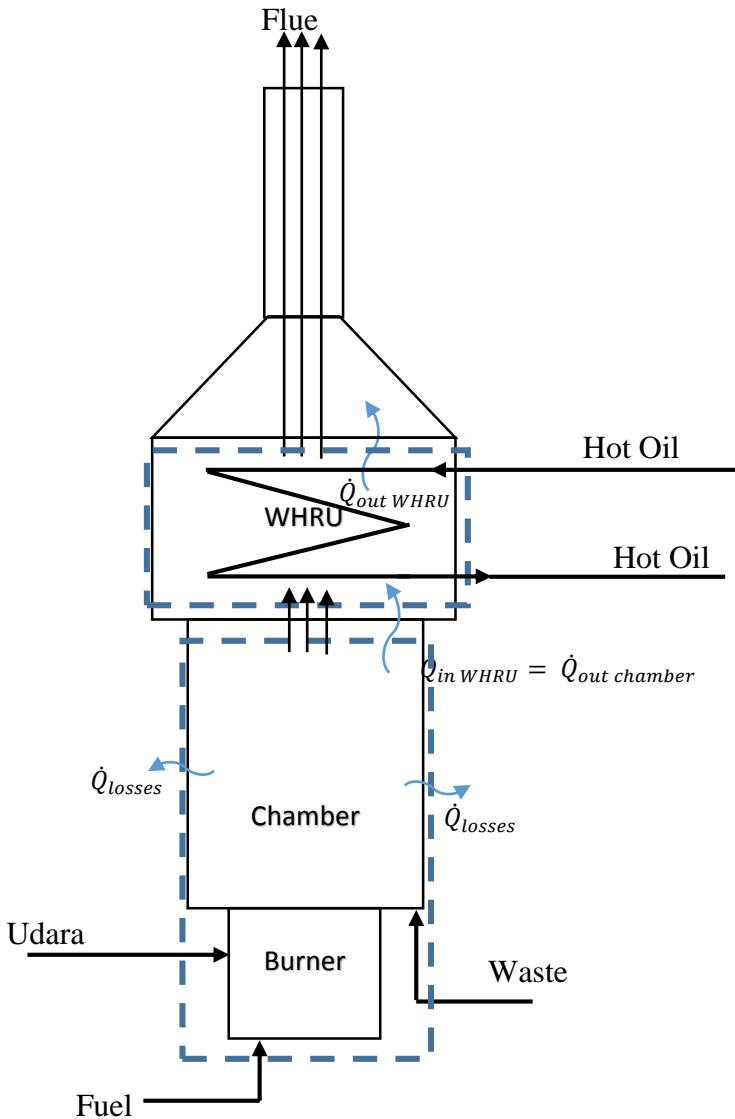
Keterangan Gambar 4.1 :

1. *Acid Gas* dari BSRU
2. *Acid Gas* dari AGRU
3. *Acid Gas* dari GSU
4. *Vent Gas* dari DHU Still Column
5. *Vent Air* dari BSRU Bioreaktor
6. *Flash Gas* dari AGRU
7. *LP Fuel Gas*
8. *Vent Gas* dari CTU
9. *Vent Gas* Dari WAO

[H-1] *Hot oil* masuk

[H-2] *Hot oil* keluar

[IA/PA] *Instrument air* dan *plant air*



Gambar 4.2 Kestimbangan energi dan massa pada TOX dan WHRU

Tabel 4.1 Data Desain *Input* TOX pada Kondisi Normal

Stream No. [Ref: Olv]	1	3	4	5	6	7	8	9
Description	Acid Gas From BSRU	Acid Gas From GSU	Vent Gas from DHU Still Column	Vent Air from BSRU Bioreactor	Flash Gas from Agru	LP Fuel Gas	Vent Gas from CTU	Vent Gas from WAO
Temperature, °F	104	148,6	283,97	181,2	85,9	106,4	124	138,6
Pressure, psig	5,96	20	7,01	5	5	5	7	5
Flowrate MMSCFD	15,334	0,5379	0,2382	4,4015	0,0038	2,53	0,11	0,0725
Component, %mole								
CO2	95,313	8,6192	0	13,8109	5,2605	0	0	0,126
N2	0,055	3,7334	0,8055	65,9507	2,6303	4,6011	84,8822	90,8654
O2	0	0	0	12,9092	0	0	11,2031	4,3306
Methane	0,174	74,244	8,7093	0,0181	81,5782	89,6796	0,1635	-
Ethane	0,01	3,1782	0,4608	0	2,6303	3,3901	0,0233	-
Propanes	0,004	1,4437	0,2378	0	0	1,222	0,0185	-
Butanes	0,002	0,9804	0,0778	0	0	0,5679	0,0134	-
Pentanes	0	0,6954	0,0301	0	0	0,2232	0,0055	-
Hexanes	0,001	0,8857	0,0182	0	0	0,1251	0,0051	-
Heptanes	0	0,4292	0,0096	0	0	0,0689	0,0332	-
Octane	0	0,058	0,0025	0	0	0,0211	0,0192	-
Nonane	0	0,0068	0,0003	0	0	0,0028	0,0024	-
C10+	0,001	0,0031	0,0008	0	0	0,0086	0,1635	-
B-T-X	0,029	0,6291	2,5801	0,0231	0	0,0753	0,0079	-
Dimethyldisulfide	0,005	0	0	0,006	0	0	0,2453	-
Diethyldisulfide	0	0	0	0	0	0	0,0818	-
Propyldisulfide	0	0	0,0019	0	0	0	0,0244	-
H2S, ppmv (max)	50	6161,4	0	1,0054	0	0	0	-

Tabel 4.1 (*lanjutan*)

Methylmercaptan, ppmv (max)	0	677,82	1,8194	0	26302,6	0,0933	0	-
Ethylmercaptan, ppmv (max)	110	2752,1	16,904	80,485	26302,6	0,639	0	-
2-Propylmercaptan, ppmv (max)	50	2191,2	190,76	50,27	26302,6	0	0	-
COS	0,005	0,0019	0,0112	0,001	0	0,0003	0	-
Water	4,383	3,6957	87,0258	7,2807	0,01	0,0133	3,1074	4,1573
Sulfur dioxide	-	-	-	-	-	-	-	0,0004
Notrous Oxide	-	-	-	-	-	-	-	0,0006
Other Hydrocarbon	-	0,0003	0,0073	-	-	0,0005	-	0,5197
TOTAL COMPONENT, % mole	100	100	100	100	100	100	100	100
Total Sulfur, ppmw	0,0271	167,4	551,3	0,0056	1084,2	6,8321	7842,03	496,22

Tabel 4.2 Data Desain WHRU

Stream No. (reff only)	H-1	H-2
Description	Heating Medium In	Heating Medium Out
Fluid Service	Hot Oil	Hot Oil
Temperature, oF	297,5	350
Pressure, psig	130,8	115,8
flowrate,lb/hr	2763394,1	2763394,1
Density, lb/ft3	49,0141	47,8941
Viscosity, cP	1,95	1,3427
Heat Capacity, Btu/lboF	0,5991	0,6299

Tabel 4.3 Data Operasional TOX

Stream No. (Reff Oly)	1	3	5	6	7
Description	Acid Gas From BSRU (D-0401)	Acid Gas From GSU (D-0104)	Vent Air from BSRU Bioreactor (K-0402)	Flash Gas from Agru (V-0203)	LP Fuel Gas
Temperature of	104	91,58	181,2	110,49	106,4
Pressure, psig	7	134,52	5	147,22	5,16
Flowrate MMSCFD	11,8	0,00469	3,81	0,4563	1,4789
Component, %mole					
CO2	96,7498	8,6192	48,5947	0,34	0
N2	0,1891	3,7334	49,4268	0,38	0,5
O2	0	0	10,1846	0,01	0
Methane (CH4)	0,9382	74,244	1,0376	92,55	93,74
Ethane (C2H6)	0,0513	3,1782	0,0172	3,33	3,35
Propanes (C3H8)	0,3792	1,4437	0,0819	1,15	1,15
Butanes (C4H10)	0,0053	0,9804	0	0,34	0,3
iso-Butane (C4H10)	0	0	0	0,25	0,24
Pentane (C5H12)	0	0,6954	0	0,13	0,1
iso-Pentane (C5H12)	0	0	0	0,15	0,13
Hexane (C6H14)	0	0,8857	0	0,22	0,49
Heptane (C7H16)	0,006	0,4292	0,0036	0,16	0
Octane (C8H18)	0,1371	0,058	0,0871	0,15	0
Nonane (C9H20)	0,0032	0,0068	0,0033	0,05	0
Decane (C10H22)	0,0006	0,0031	0,0003	0,01	0
M-C Pentane (C6H12)	0,0024	0	0,0013	0,06	0
Cyclohexane (C6H12)	0,0016	0	0,0031	0,09	0
M-C Hexane (C7H14)	0,3431	0	0,3878	0,14	0
H2S	0,7359	0,6161	0	0	0
Benzene (C6H6)	0,429	0,2097	0,3293	0,29	0

IPBZ, NPBZ, 124TB (C9H12)	0,0032	4,477	0,0035	0	0
Toluene (C7H8)	0,0008	0,2097	0,0009	0,18	0
Xylene (C8H10)	0,0241	0,2097	0,0217	0,03	0
TOTAL COMPONEN, % mole	100	100	100	100	100

Tabel 4.4 Data Operasional WHRU

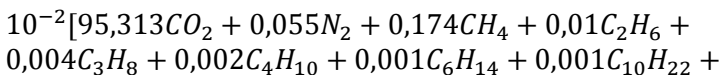
Stream No. (reff only)	H-1	H-2
Description	Heating Medium In	Heating Medium Out
Fluid Service	Hot Oil	Hot Oil
Temperature, oF	288,68	342,16
Pressure, psig	130,8	115,8
Flowrate, BPD	187.850,61	187.850,61

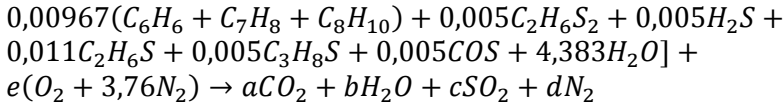
4.2 Analisa Pembakaran pada Thermal Oxidizer

Pembakaran pada TOX yang akan dianalisa berupa data desain dan data operasional. Untuk data desain tidak dilakukan variasi karena hanya untuk pengecekan, sedangkan untuk data operasional akan dilakukan variasi *excess air* antara 10-35% dengan kenaikan 5% dan variasi *flowrate* 60%-100% *fuel gas* dari *flowrate* operasional dengan kenaikan 20%. Untuk contoh perhitungan pada analisa pembakaran TOX akan menggunakan data desain.

4.2.1 Stoikiometri Pembakaran pada TOX

Dalam kesetimbangan reaksi kimia pembakaran dibutuhkan sejumlah udara pembakaran untuk menghasilkan pembakaran sempurna. Perhitungan dalam menetapkan jumlah udara pembakaran dilakukan pada setiap unit *input* karena masing-masing memiliki kebutuhan udara yang berbeda-beda. Dari data desain kondisi normal, *other hydrocarbon* yang berjumlah sangat kecil dapat dieliminasi. Contoh stoikiometri pembakaran akan ditunjukkan pada *input* unit 1 sebagai berikut.





Dalam reaksi pembakaran tersebut, udara pembakaran yang belum diketahui jumlahnya ditunjukkan dengan simbol e , sedangkan produk pembakaran yang juga belum diketahui jumlahnya ditunjukkan dalam simbol a , b , c , dan d . Nilai yang belum diketahui dapat dihitung dengan menjumlah atom C, O, H, N, dan S.

$$C \rightarrow 0,95798 = a$$

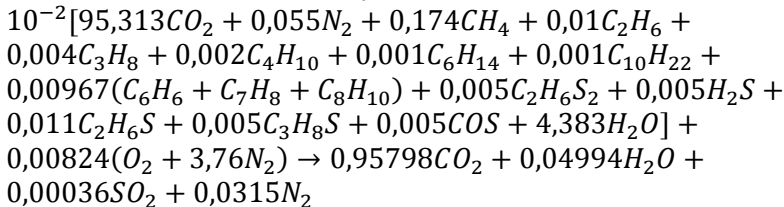
$$O \rightarrow 1,95014 + 2e = 2a + b + 2c$$

$$H \rightarrow 0,09988 = 2b$$

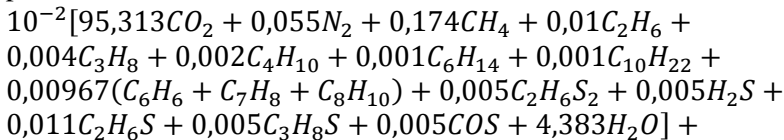
$$N \rightarrow 0,0011 + 2(3,76e) = 2d$$

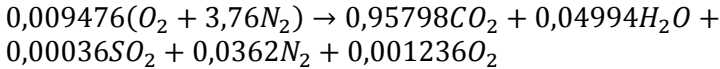
$$S \rightarrow 0,00036 = c$$

Dari persamaan atom C, H, O, N, dan S, didapatkan nilai $a = 0,958$; $b = 0,0499$; $c = 0,00036$; $d = 0,0315$; dan $e = 0,00824$. Sehingga reaksi stoikiometri dari unit 1 yaitu



Pada desain TOX nilai *excess air* yaitu 15%, sehingga [jumlah udara aktual = $(1+15\%) \times e$], didapatkan reaksi pembakaran aktual.





4.2.2 Perhitungan Berat Molekuler *Waste Gas*

Berat molekuler dihitung pada masing-masing unit *input* TOX. Contoh perhitungan untuk *input* unit 1, nilai hasil perhitungan untuk semua *input* terdapat pada lampiran tabel hasil perhitungan.

Diketahui : M masing-masing komponen, dengan satuan kg/kmol
%mol masing-masing komponen.

Penyelesaian :

$$M_i = M \times \%mol, \text{ dengan satuan kg/kmol}$$

$$M_{unit1} = \sum_{i=1}^{27} M_i, \text{ merupakan jumlah berat molekuler dari 27 komponen, dengan satuan kg/kmol.}$$

$$= 42,834 \text{ kg/kmol}$$

4.2.3 Perhitungan Rasio Udara-Bahan Bakar Teori dan Aktual

Dari hasil reaksi pembakaran *input* unit 1, didapatkan rasio udara-bahan bakar dengan basis molar dan basis massa sebagai berikut.

$$\begin{aligned} \text{mol bahan bakar} &= \text{jumlah seluruh hidrokarbon pada reaktan, terdapat pada lampiran} \\ &= 0,00252 \end{aligned}$$

$$\text{mol udara teori} = 0,00824 \times (1+3,76) = 0,0392$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } \overline{AF}_{teori} &= \frac{\text{mol udara teori}}{\text{mol bahan bakar}} = \frac{0,0392}{0,00252} \\ &= 15,564 \text{ kmol(udara) / kmol(bahan bakar)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AF_{teori} &= \overline{AF}_{teori} \left(\frac{M_{udara}}{M_{bahan \text{ bakar}}} \right) \\ &= 15,564 \left(\frac{28,97}{32,9} \right) \\ &= 13,705 \text{ kg(udara)/kg(bahan bakar)} \end{aligned}$$

Dari hasil reaksi pembakaran *input* unit 1 dengan *excess air* 15%, didapatkan rasio udara-bahan bakar aktual dengan basis molar dan basis massa sebagai berikut.

mol bahan bakar = jumlah seluruh hidrokarbon pada reaktan
 = 0,00252

mol udara teori = $1,15 \times 0,00824 \times (1+3,76) = 0,0451$

Sehingga $\overline{AF}_{aktual} = \frac{\text{mol udara aktual}}{\text{mol bahan bakar}} = \frac{0,0451}{0,00252}$
 = 17,899 kmol(udara) / kmol(bahan bakar)

$$\begin{aligned} AF_{aktual} &= \overline{AF}_{aktual} \left(\frac{M_{udara}}{M_{bahan\ bakar}} \right) \\ &= 17,899 \left(\frac{28,97}{32,9} \right) \\ &= 15,761 \text{ kg(udara)/kg(bahan bakar)} \end{aligned}$$

4.2.4 Perhitungan Laju Aliran Massa Waste Gas

Laju aliran massa *input* TOX dihitung pada masing-masing unit karena memiliki *flowrate* dan kondisi yang berbeda. Contoh perhitungan untuk *input* unit 1, nilai hasil perhitungan untuk semua *input* terdapat pada lampiran tabel hasil perhitungan.

Diketahui : unit 1, flowrate (\dot{V}_{unit1}) = 15,334 MMSCFD

$$\begin{aligned} &= 15,334 \text{ MMSCFD} \times 1177,17 \frac{\text{m}^3/\text{jam}}{\text{MMSCFD}} \\ &= 18.050,725 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$P_{unit1} = 5,96 \text{ psig} = 142.361,625 \text{ Pa}$; $T_{unit1} = 104^\circ\text{F} = 313,15\text{K}$

Penyelesaian :

$$\begin{aligned} \rho_{unit1} &= \frac{m}{V} = \frac{P}{(\bar{R}/M)T} \\ &= \frac{142.361,625 \text{ Pa}}{\left(\frac{8314 \text{ J/kmolK}}{42,8354 \text{ kg/kmol}} \right) 313,15 \text{ K}} = 2,342 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{unit1} &= \rho \dot{V} = 2,342 \text{ kg/m}^3 \cdot 18.050,725 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 42.279,306 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

4.2.5 Perhitungan Laju Aliran Massa dan Volume Udara Teori dan Aktual

Laju aliran massa dan volume udara dihitung berdasarkan AF_{teori} dan AF_{aktual} pada masing-masing unit *input*. Contoh perhitungan untuk *input* unit 1, nilai hasil perhitungan untuk semua *input* terdapat pada lampiran tabel hasil perhitungan.

Diketahui : $\dot{m}_{BB+HK} = 81,832 \text{ kg/jam}$, merupakan laju aliran massa bahan bakar dan hidrokarbon hanya yang membutuhkan udara pembakaran.

$$AF_{teori} = 13,704 \text{ kg(udara)/kg(bahan bakar)}$$

$$AF_{aktual} = 15,761 \text{ kg(udara)/kg(bahan bakar)}$$

$$\rho_{udara} = 1,139 \text{ kg/m}^3, \text{ densitas udara pembakaran}$$

Penyelesaian :

$$\dot{m}_{udara \text{ teori}} = \dot{m}_{BB+HK} \times AF_{teori} = 1.121,488 \text{ kg/jam}$$

$$\dot{m}_{udara \text{ aktual}} = \dot{m}_{BB+HK} \times AF_{aktual} = 1.289,712 \text{ kg/jam}$$

$$\dot{V}_{udara \text{ teori}} = \dot{m}_{udara \text{ teori}} / \rho_{udara} = 984,625 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\dot{V}_{udara \text{ aktual}} = \dot{m}_{udara \text{ aktual}} / \rho_{udara} = 1.132,319 \text{ m}^3/\text{jam}$$

4.2.6 Perhitungan Perubahan Entalpi

Perubahan entalpi dihitung dengan entalpi pembentukan dan $\Delta \bar{h}$ masing-masing komponen gas. *Waste gas* yang masuk ke dalam TOX tidak dalam kondisi standar 25°C 1atm , sehingga $\Delta \bar{h}$ tidak bisa dieliminasi. Untuk $\Delta \bar{h}$ udara dieliminasi karena udara masuk pada kondisi standar. Perhitungan untuk entalpi pembentukan dan $\Delta \bar{h}$ dilakukan per unit *input* karena memiliki %mol dan kondisi yang berbeda.

Untuk perhitungan entalpi pembentukan reaktan, udara, dan produk sebagai berikut.

Diketahui : \bar{h}_f^o , entalpi pembentukan dari masing-masing komponen gas, dengan satuan kJ/kmol

M , berat molekul dari masing-masing komponen gas, dengan satuan kg/kmol.

M_i , berat molekul dari masing-masing komponen gas sesuai %mol, dengan satuan kg/kmol.

M_{unit} , berat molekul gas dari sebuah unit *input*, dengan satuan kg/kmol.

Penyelesaian :

$$\%mass = M_i / M_{unit}$$

$$h_f^o = (\bar{h}_f^o / M) \times \%mass ; \text{ dengan satuan kJ/kg}$$

$$[h_f^o]_{reaktan} = \sum h_f^o$$

Untuk udara yg terdiri dari O₂ dan N₂, nilai $[h_f^o]_{O_2} = 0$ dan $[h_f^o]_{N_2} = 0$ sehingga dapat dieliminasi. Untuk entalpi pembentukan produk dihitung sama dengan cara perhitungan entalpi pembentukan reaktan. Dari tabel hasil perhitungan yang terdapat pada lampiran, didapatkan pada unit 1

$$[h_f^o]_{reaktan} = -9.052,232 \text{ kJ/kg.}$$

$$[h_f^o]_{produk} = -8.851,005 \text{ kJ/kg.}$$

Untuk perhitungan Δh reaktan dan udara sebagai berikut.

Diketahui : \bar{c}_p , kalor spesifik dari masing-masing komponen gas, dengan satuan kJ/kmolK

ΔT , perbedaan kondisi suhu *input* dengan suhu referensi 25°C

M , berat molekuler dari masing-masing komponen gas, dengan satuan kg/kmol.

M_i , berat molekuler dari masing-masing komponen gas sesuai %mol, dengan satuan kg/kmol.

M_{unit} , berat molekuler gas dari sebuah unit *input*, dengan satuan kg/kmol.

Penyelesaian :

$$\%mass = M_i / M_{unit}$$

$$\Delta h = \{(\bar{c}_p \Delta T) / M\} \times \%mass \text{ dengan satuan kJ/kg}$$

$$[\Delta h]_{reaktan} = \sum \Delta h$$

Dari tabel hasil perhitungan yang terdapat pada lampiran, didapatkan pada unit 1

$$\Delta h_{reaktan} = 13,958 \text{ kJ/kg.}$$

4.2.7 Perhitungan Laju Aliran Panas (\dot{Q})

Laju aliran panas dihitung berdasarkan masing-masing unit *input*, karena memiliki laju aliran massa yang berbeda.

Diketahui : \dot{m} masing-masing unit, dengan satuan kg/jam
 h_f^o masing-masing unit, dengan satuan kJ/kg
 Δh masing masing unit, dengan satuan kJ/kg

Penyelesaian

$$\dot{Q} = \dot{m}(h_f^o + \Delta h) , \text{ dengan satuan kJ/jam}$$

Dari *input* unit 1, jumlah $\dot{Q}_{reaktan}$ sebesar -382.120.389,056 kJ/jam dan $\dot{Q}_{h_f produk}$ sebesar -384.135.793,51 kJ/jam. Untuk hasil masing-masing per unit terdapat pada lampiran tabel hasil perhitungan.

4.2.8 Perhitungan Laju Aliran Massa Produk Pembakaran

Laju aliran massa produk merupakan jumlah dari laju aliran massa reaktan dan udara pembakaran.

Diketahui : $\dot{m}_{reaktan}$ dan \dot{m}_{udara} masing-masing unit, dengan satuan kg/jam

Penyelesaian :

$$\dot{m}_{produk} = \dot{m}_{reaktan} + \dot{m}_{udara}$$

Untuk *input* unit 1 didapatkan laju aliran massa produk pembakaran sebagai berikut.

$$\begin{aligned}\dot{m}_{produk \text{ unit } 1} &= 42.278,028 \text{ kg/jam} + 1.121,488 \text{ kg/jam} \\ &= 43.399,516 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

4.2.9 Temperatur *Flue Gas*

Dalam perhitungan temperatur *flue gas*, digunakan metode temperatur adiabatik dimana pada saat pembakaran (sebelum *flue gas* naik ke WHRU) diasumsikan tidak ada kalor yang terbuang. Sehingga didapatkan

$$\dot{m}_{reaktan}(h_f^o + \Delta h)_{reaktan} + \dot{m}_{udara}(h_f^o + \Delta h)_{udara} = \dot{m}_{produk}(h_f^o + \Delta h)_{produk}$$

dimana $h_{f_{udara}}^o = 0$ dan $\Delta h_{udara} = 0$,

maka $\dot{m}_{udara}(h_f^o + \Delta h)_{udara}$ tereliminasi.

$$\dot{m}_{reaktan}(h_f^o + \Delta h)_{reaktan} = \dot{m}_{produk}(h_f^o + \Delta h)_{produk}$$

$$\dot{Q}_{reaktan} = \dot{Q}_{hf\ produk} + \dot{m}_{produk} \Delta h_{produk}$$

$$\frac{\dot{Q}_{reaktan} - \dot{Q}_{hf\ produk}}{\dot{m}_{produk}} = \Delta h_{produk}$$

Untuk mendapatkan Δh_{produk} dihitung secara keseluruhan *input* pada TOX, sehingga $\dot{Q}_{reaktan}$, $\dot{Q}_{hf\ produk}$, dan \dot{m}_{produk} merupakan total dari seluruh input.

Tabel 4.5 Perhitungan Δh Data Desain TOX

UNIT	Qrate hf+ Δh Reaktan (kJ/jam)	Qrate hf flue gas (kJ/jam)	mass rate flue gas teori (kg/jam)	udara EA 15% (kg/jam)
1	-382.120.389,05	-384.129.324,97	43.399,516	168,223
3	-5.836.775,682	-37.272.193,824	16.276,141	2.258,979
4	-2.593.729,247	-4.906.158,307	997,665	112,908
5	-17.394.457,983	-40.968.923,768	7.135,165	0,000
6	-21.486,533	-222.376,222	74,351	10,363
7	-11.175.608,552	-139.865.431,61	46.692,207	6.586,002
8	-65.748,285	-313.953,057	205,699	0,000
9	-47.711,093	-56.663,542	116,482	0,000
Jumlah	-419.255.906,42	-607.735.025,30	114.897,227	9.136,475
Δh flue gas			1.519,580	kJ/kg

Untuk data desain TOX dengan *excess air* 15% didapatkan $\Delta h_{produk} = 1.519,580 \text{ kJ/kg}$.

Setelah didapatkan Δh_{produk} dari perhitungan diatas, dilakukan perhitungan Δh_{produk} berdasarkan komponen *flue gas* hasil reaksi stoikiometri pembakaran dari seluruh data desain dengan *excess air* 15%.

Tabel 4.6 Komponen *Flue Gas* dan Entalpi Kondisi Referensi (*Excess Air 15%*)

Komponen Produk dengan EA 15%	koefisien mol	M (kg/kmol)	mass	Mi (kg/kmol)	%mass	h at 298K (kJ/kmol)
CO ₂	4,7150	44,01	207,505	4,775	0,1691	9.364
H ₂ O	7,2912	18,02	131,387	3,023	0,1070	9.904
SO ₂	0,0987	64,06	6,324	0,145	0,0051	9.616
N ₂	30,3481	28	849,745	19,555	0,6925	8.669
O ₂	1,0019	32	32,061	0,738	0,0261	8.682
JUMLAH	43,454		1.227,024	28,237	1,000	

Temperatur *flue gas* dapat ditentukan melalui prosedur iterasi dengan mencoba entalpi *flue gas* antara antara 1100-2000K.

Tabel 4.7 Entalpi Komponen *Flue Gas* pada 1.100K hingga 1.500K

Komponen Produk dengan EA 15%	h at 1100K (kJ/kmol)	h at 1200K (kJ/kmol)	h at 1300K (kJ/kmol)	h at 1400K (kJ/kmol)	h at 1500K (kJ/kmol)
CO ₂	48.258,0	53.848,0	59.522,0	65.271,0	71.078,0
H ₂ O	40.071,0	44.380,0	48.807,0	53.351,0	57.999,0
SO ₂	40.902,0	46.002,0	51.102,0	56.202,0	61.302,0
N ₂	33.426,0	36.777,0	40.170,0	43.605,0	47.073,0
O ₂	34.899,0	38.447,0	42.033,0	45.648,0	49.292,0

Tabel 4.8 Entalpi Komponen *Flue Gas* pada 1.600K hingga 2.000K

Komponen Produk dengan EA 15%	h at 1600K (kJ/kmol)	h at 1700K (kJ/kmol)	h at 1800K (kJ/kmol)	h at 1900K (kJ/kmol)	h at 2000K (kJ/kmol)
CO ₂	76.944,0	82.856,0	88.806,0	94.793,0	100.804,0
H ₂ O	62.748,0	67.589,0	72.513,0	77.571,0	82.593,0
SO ₂	66.402,0	71.502,0	76.602,0	81.702,0	86.802,0
N ₂	50.571,0	54.099,0	57.651,0	61.220,0	64.810,0
O ₂	52.961,0	56.652,0	60.371,0	64.116,0	67.881,0

Perubahan entalpi pada masing-masing suhu *flue gas* dapat dihitung menggunakan rumus

$\Delta h = \{(\bar{c}_p \Delta T)/M\} \times \%mass$, perubahan entalpi masing-masing komponen *flue gas* pada suhu tertentu dengan satuan kJ/kg
 $[\Delta h]_{produk} = \sum \Delta h$, jumlah perubahan entalpi seluruh komponen *flue gas* pada suhu tertentu.

Tabel 4.9 Nilai Δh *Flue Gas* pada Setiap Suhu

Δh at 1100K (kJ/kg)	Δh at 1200K (kJ/kg)	Δh at 1300K (kJ/kg)	Δh at 1400K (kJ/kg)	Δh at 1500K (kJ/kg)
1.485,012	1.690,112	1.898,435	2.109,905	2.323,963
Δh at 1600K (kJ/kg)	Δh at 1700K (kJ/kg)	Δh at 1800K (kJ/kg)	Δh at 1900K (kJ/kg)	Δh at 2000K (kJ/kg)
2.540,466	2.759,252	2.979,971	3.202,813	3.426,293

Nilai Δh_{produk} yang sesuai terletak antara suhu 1.100K dan 1.200K, yaitu sebesar 1.485,012kJ/kg dan 1.690,112kJ/kg.

Selanjutnya dilakukan interpolasi antara suhu 1.100K dan 1.200K,

$$T_{flue\ gas} = 1.100 + \frac{(1.200 - 1.100)(1.519,58 - 1.485,012)}{(1.690,112 - 1.485,012)}$$

$$= 1.116,854\ K$$

Dari perhitungan diatas didapatkan suhu *flue gas* (sebelum naik ke WHRU) sebesar 1.116,854K (1.550,667°F).

4.2.10 Heat Loss Pada Dinding TOX

Flue gas hasil pembakaran naik menuju WHRU akan terjadi kehilangan panas yang melalui dinding TOX. Dinding TOX dibagi menjadi dua bagian yaitu *lower chamber* dan *upper chamber*, diasumsikan sebagai silinder komposit dengan susunan bahan *firebrick* dan *kaolite*. Tabel 4.10 menunjukkan susunan dinding TOX.

Tabel 4.10 Susunan Dinding TOX

Bagian	Bahan		Tinggi (m)
Lower Chamber	4,5"-80 Firebrick	4"-Kaolite 2500-HS	10,548
Upper Chamber	-	6"- Kaolite 2500HS	4,736

Contoh perhitungan akan dilakukan untuk data desain.

Lower Chamber

$$k_{\text{80firebrick}} = 0,31 \text{ W/mK}$$

$$k_{\text{kaolite2500HS}} = 0,485 \text{ W/mK}$$

$$\dot{m}_{\text{flue gas}} = 124.033,702 \text{ kg/jam}$$

$$V_{\text{udara luar}} = 12 \text{ km/jam} = 3,333 \text{ m/s}$$

$$T_{\text{flue gas}} = 1.116,854 \text{ K}$$

$$T_{\text{udara}} = 298,15 \text{ K}$$

$$D_{\text{TOX}} = 4,88 \text{ m}$$

$$D_{\text{firebrick}} = 5,1086 \text{ m}$$

$$D_{\text{kaolite}} = 5,3118 \text{ m}$$

Penyelesaian :

$$Re_{\text{flue gas}} = \frac{4\dot{m}}{\pi D \mu} = \frac{4 \times 124.033,702 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}}{\pi \times 4,88 \text{ m} \times 0,429 \times 10^{-4} \text{ Ns/m}^2} = 209.541,58$$

$$Nu_{\text{flue gas}} = 0,023 \times Re^{\frac{4}{5}} \times Pr^{0,3}$$

$$= 0,023 \times 209.541,58^{4/5} \times 0,738^{0,3} = 379,456$$

$$h_{\text{flue gas}} = \frac{Nu k}{D} = \frac{379,456 \times 0,0748}{4,88} = 5,816 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$Re_{\text{udara luar}} = \frac{\rho V D}{\mu} = \frac{1,139 \times 3,33 \times 5,3118}{0,0000185} = 1.089.025,236$$

$$Nu_{\text{udara luar}} = C Re^m Pr^n \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{\frac{1}{4}}$$

$$= 0,076 \times 1.089.025,36^{0,7} \times 0,707^{0,37} \times \left(\frac{0,707}{0,686} \right)^{1/4}$$

$$= 1.133.181$$

$$h_{\text{udara luar}} = \frac{Nu k}{D} = \frac{1.133,181 \times 0,0263}{5,3118} = 5,611 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$U = 1 / \left[\frac{1}{h_{\text{flue}}} + \frac{r_1}{k_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{r_1}{k_2} \ln \frac{r_3}{r_2} + \frac{r_1}{r_3 h_{\text{udara}}} \right]$$

$$U = 1 / \left[\frac{1}{5,816} + \frac{2,44}{0,31} \ln \frac{2,5543}{2,44} + \frac{2,44}{0,485} \ln \frac{2,6559}{2,5543} + \frac{2,44}{2,6559} \frac{1}{5,611} \right]$$

$$U = 1,121 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$A = 2\pi r_1 L = 2\pi \times 2,44 \text{ m} \times 10,548 \text{ m} = 161,711 \text{ m}^2$$

$$\dot{Q} = UA(T_{\text{flue}} - T_{\text{udara}})$$

$$= 1,121 \times 161,711 \times (1.116,854 - 298,15)$$

$$= 148.413,049 \text{ W}$$

$$\dot{Q} = 148,413 \text{ kJ/s} = 534.286,977 \text{ kJ/jam}$$

Suhu *flue gas* setelah melewati *lower chamber* dapat dihitung dengan rumus

$$\dot{Q} = \dot{m}c_p\Delta T$$

$$T_{flue \text{ gas } 2} = T_{flue \text{ gas }} - \frac{\dot{Q}}{\dot{m}c_p}$$

$$= 1.116,854K - \frac{534.286,977 \text{ kJ/jam}}{124.033,702 \text{ kg/jam} \cdot 1,32 \text{ kJ/kgK}}$$

$$T_{flue \text{ gas } 2} = 1.116,854K - 3,263K = 1.113,591 \text{ K}$$

Upper Chamber

$$k_{\text{kaolite2500HS}} = 0,485 \text{ W/mK}$$

$$\dot{m}_{flue \text{ gas}} = 124.033,702 \text{ kg/jam}$$

$$V_{\text{udara luar}} = 12 \text{ km/jam} = 3,333 \text{ m/s}$$

$$T_{flue \text{ gas } 2} = 1.113,591 \text{ K}$$

$$T_{\text{udara}} = 298,15 \text{ K}$$

$$D_{\text{TOX}} = 4,88 \text{ m}$$

$$D_{\text{kaolite}} = 5,1848 \text{ m}$$

Penyelesaian :

$$h_{flue \text{ gas}} = 5,816 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$Re_{\text{udara luar}} = \frac{\rho V D}{\mu} = \frac{1,139 \times 3,33 \times 5,1848}{0,0000185} = 1.062.987,696$$

$$Nu_{\text{udara luar}} = C Re^m Pr^n \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{\frac{1}{4}}$$

$$= 0,076 \times 1.062.987,696^{0,7} \times 0,707^{0,37} \times \left(\frac{0,707}{0,686} \right)^{1/4}$$

$$= 1.114,147$$

$$h_{\text{udara luar}} = \frac{Nu k}{D} = \frac{1.114,147 \times 0,0263}{5,1848} = 5,652 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$U = 1 / \left[\frac{1}{h_{flue}} + \frac{r_1}{k_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{r_1}{r_2} \frac{1}{h_{udara}} \right]$$

$$= 1 / \left[\frac{1}{5,816} + \frac{2,44}{0,485} \ln \frac{2,5924}{2,44} + \frac{2,44}{2,5924} \frac{1}{5,652} \right]$$

$$U = 1,5542 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$A = 2\pi r_1 L = 2\pi \times 2,44\text{m} \times 4,736\text{m} = 72,608 \text{ m}^2$$

$$\dot{Q} = UA(T_{flue} - T_{udara})$$

$$= 1,5542 \times 72,608 \times (1.113,591 - 298,15) = 92.020,359 \text{ W}$$

$$\dot{Q} = 92,02 \text{ kJ/s} = 331.273,292 \text{ kJ/jam}$$

Suhu *flue gas* setelah melewati *upper chamber* dapat dihitung dengan rumus

$$\dot{Q} = \dot{m}c_p\Delta T$$

$$T_{in\ WHRU} = T_{flue\ gas\ 2} - \frac{\dot{Q}}{\dot{m}c_p}$$

$$= 1.113,591\text{K} - \frac{331.273,292 \text{ kJ/jam}}{124.033,702\text{kg/jam} \cdot 1,32 \text{ kJ/kgK}}$$

$$T_{in\ WHRU} = 1.113,591\text{K} - 2,023\text{K} = 1.111,568 \text{ K}$$

4.3 Hasil Variasi pada Kondisi Operasional TOX

Data operasional akan dilakukan variasi *excess air* antara 10-35% dengan kenaikan 5% dan variasi *flowrate* 60%-100% *fuel gas* dari *flowrate* operasional dengan kenaikan 20%. Variasi pada *excess air* dan *flowrate fuel gas* akan berpengaruh pada laju aliran massa dan suhu *flue gas* hasil pembakaran. Langkah-langkah perhitungan sama seperti perhitungan data desain yang telah dibahas sebelumnya. Hasil lengkap perhitungan data operasional dapat dilihat pada lampiran tabel hasil perhitungan.

Pada perhitungan data operasional didapatkan *heat rate flue gas* untuk 60% *fuel gas* sebesar 309.097.072,064 kJ/jam, untuk 80% *fuel gas* sebesar 324.929.142,315 kJ/jam dan untuk 100% *fuel gas* sebesar 340.761.212,566 kJ/jam.

Tabel 4.11 Hasil Perhitungan Δh Flue Gas 100% Flowrate Fuel Gas

Excess Air	0%	10%	15%	20%	25%	30%	35%
Δh flue gas (kJ/kg)	2.108,9	1.970,9	1.908,5	1.849,9	1.794,8	1.742,9	1.693,9

Tabel 4.12 Hasil Perhitungan Δh Flue Gas 80% Flowrate Fuel Gas

Excess Air	0%	10%	15%	20%	25%	30%	35%
Δh flue gas (kJ/kg)	2.084,9	1.950,1	1.889,0	1.831,7	1.777,7	1.726,8	1.678,8

Tabel 4.13 Hasil Perhitungan Δh Flue Gas 60% Flowrate Fuel Gas

Excess Air	0%	10%	15%	20%	25%	30%	35%
Δh flue gas (kJ/kg)	2.059,0	1.927,6	1.868,0	1.812,0	1.759,2	1.709,4	1.662,4

Tabel 4.14 Hasil Perhitungan Δh Flue Gas untuk Excess Air 10% pada Setiap Suhu

Δh at 1100K (kJ/kg)	Δh at 1200K (kJ/kg)	Δh at 1300K (kJ/kg)	Δh at 1400K (kJ/kg)	Δh at 1500K (kJ/kg)
1.420,709	1.616,982	1.816,311	2.018,621	2.223,369

Tabel 4.15 Hasil Perhitungan Δh Flue Gas untuk Excess Air 15% pada Setiap Suhu

Δh at 1100K (kJ/kg)	Δh at 1200K (kJ/kg)	Δh at 1300K (kJ/kg)	Δh at 1400K (kJ/kg)	Δh at 1500K (kJ/kg)
1.471,099	1.674,196	1.880,432	2.089,727	2.301,524

Tabel 4.16 Hasil Perhitungan Δh Flue Gas untuk Excess Air 20% pada Setiap Suhu

Δh at 1100K (kJ/kg)	Δh at 1200K (kJ/kg)	Δh at 1300K (kJ/kg)	Δh at 1400K (kJ/kg)	Δh at 1500K (kJ/kg)
1.521,593	1.731,515	1.944,658	2.160,940	2.379,788

Tabel 4.17 Hasil Perhitungan Δh Flue Gas untuk Excess Air 25% pada Setiap Suhu

Δh at 1100K (kJ/kg)	Δh at 1200K (kJ/kg)	Δh at 1300K (kJ/kg)	Δh at 1400K (kJ/kg)	Δh at 1500K (kJ/kg)
1.572,044	1.788,793	2.008,845	2.232,114	2.458,013

Tabel 4.18 Hasil Perhitungan Δh Flue Gas untuk *Excess Air* 30% pada Setiap Suhu

Δh at 1100K (kJ/kg)	Δh at 1200K (kJ/kg)	Δh at 1300K (kJ/kg)	Δh at 1400K (kJ/kg)	Δh at 1500K (kJ/kg)
1.622,501	1.846,077	2.073,039	2.303,296	2.536,249

Tabel 4.19 Hasil Perhitungan Δh Flue Gas untuk *Excess Air* 35% pada Setiap Suhu

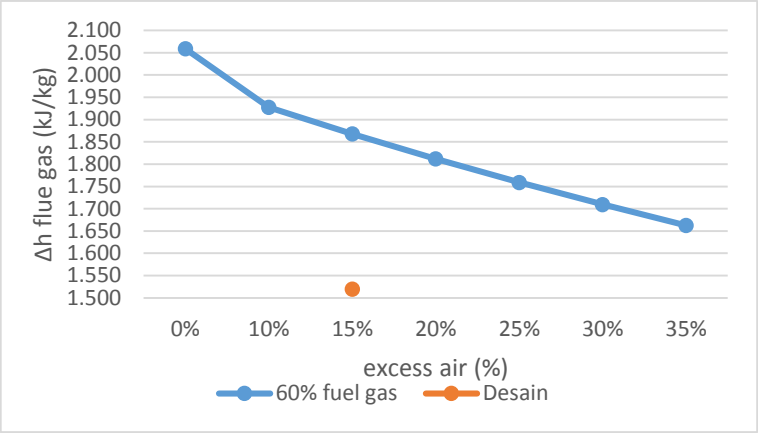
Δh at 1100K (kJ/kg)	Δh at 1200K (kJ/kg)	Δh at 1300K (kJ/kg)	Δh at 1400K (kJ/kg)	Δh at 1500K (kJ/kg)
1.672,963	1.903,367	2.137,240	2.374,486	2.614,492

Tabel 4.20 Hasil Suhu Flue Gas Pembakaran TOX pada Data Operasional

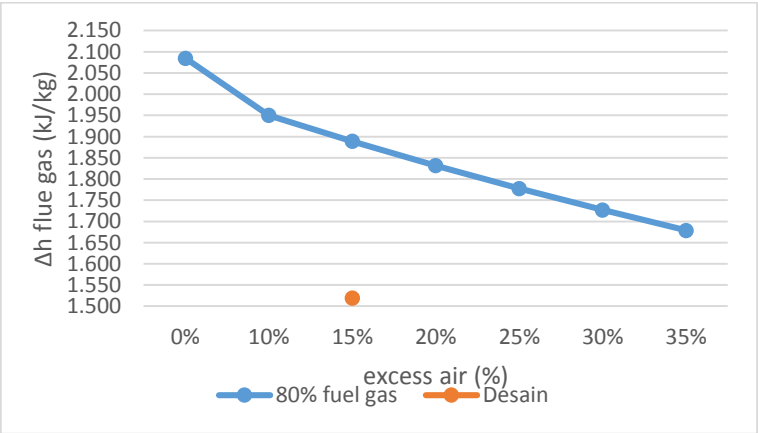
Flowrate Fuel Gas	Excess Air	T Flue Gas (K)	T in WHRU (K)
60%	0%	1.495,811	1.489,241
	10%	1.355,029	1.349,495
	15%	1.293,970	1.288,872
	20%	1.237,772	1.233,067
	25%	1.186,581	1.182,228
	30%	1.138,908	1.134,875
	35%	1.095,440	1.091,694
80%	0%	1.509,288	1.502,852
	10%	1.366,145	1.360,732
	15%	1.304,103	1.299,120
	20%	1.247,010	1.242,415
	25%	1.194,900	1.190,652
	30%	1.146,675	1.142,741
	35%	1.102,534	1.098,884
100%	0%	1.521,766	1.515,459
	10%	1.376,456	1.371,160
	15%	1.313,435	1.308,564
	20%	1.255,564	1.251,003
	25%	1.202,746	1.198,599
	30%	1.153,857	1.150,019
	35%	1.109,091	1.105,532

4.4 Pembahasan Grafik Pengaruh Variasi Bahan Bakar dan Excess Air terhadap Perubahan Entalpi dan Suhu Flue Gas

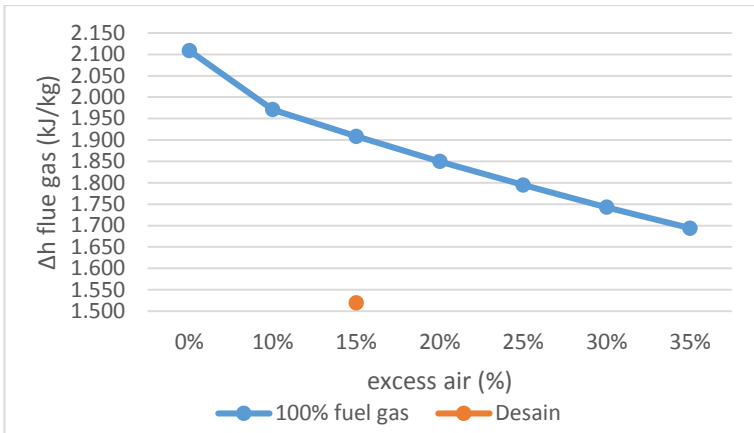
4.4.1 Pengaruh Variasi Excess Air terhadap Δh Flue Gas



Gambar 4.3 Grafik $\Delta h_{flue\ gas} = f(EA)$ pada 60% fuel gas



Gambar 4.4 Grafik $\Delta h_{flue\ gas} = f(EA)$ pada 80% fuel gas



Gambar 4.5 Grafik $\Delta h_{flue\ gas} = f(EA)$ pada 100% *fuel gas*

Pada gambar 4.3, gambar 4.4 dan gambar 4.5 merupakan grafik yang menunjukkan besar perubahan entalpi (Δh) pada *flue gas* yang dihasilkan pada berbagai variasi *excess air*. Gambar 4.3 menunjukkan untuk *flowrate fuel gas* sejumlah 60%, gambar 4.4 menunjukkan untuk *flowrate fuel gas* sejumlah 80%, serta gambar 4.5 menunjukkan untuk *flowrate fuel gas* sejumlah 100%.

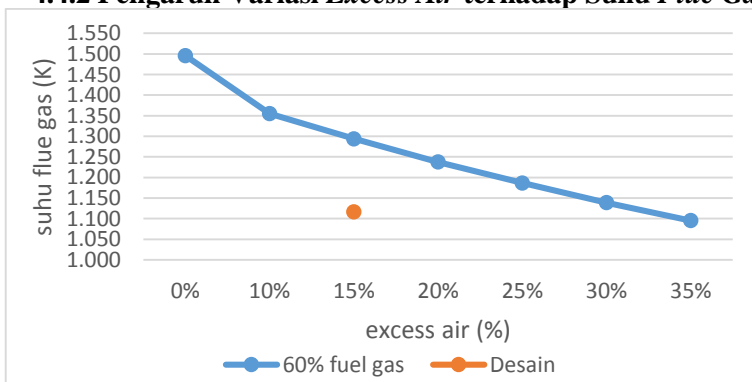
Pada gambar 4.3-4.5 diperoleh nilai tertinggi perubahan entalpi (Δh) *flue gas* pada 60%-100% *fuel gas* terdapat pada *excess air* sebesar 0%, sedangkan nilai terendah perubahan entalpi (Δh) *flue gas* pada 60%-100% *fuel gas* terdapat pada *excess air* sebesar 35%. Nilai tertinggi Δh *flue gas* pada 60% *fuel gas* sebesar 2.059,016 kJ/kg, nilai tertinggi Δh *flue gas* pada 80% *fuel gas* sebesar 2.084,915 kJ/kg, dan nilai tertinggi Δh *flue gas* pada 100% *fuel gas* sebesar 2.108,977 kJ/kg. Sementara itu, nilai terendah Δh *flue gas* pada 60% *fuel gas* sebesar 1.662,456 kJ/kg, nilai terendah Δh *flue gas* pada 80% *fuel gas* sebesar 1.678,802 kJ/kg, dan nilai terendah Δh *flue gas* pada 100% *fuel gas* sebesar 1.693,909 kJ/kg. Perubahan entalpi pada data desain dan data operasional terdapat perbedaan yang cukup jauh, hal tersebut dikarenakan *input* operasional lebih tinggi dibandingkan *input* desain awal TOX.

Pada grafik 60%-100% *fuel gas* terlihat penurunan perubahan entalpi (Δh) *flue gas* seiring dengan meningkatnya *excess air*. Hal tersebut terjadi karena pada saat *excess air* meningkat, maka laju aliran massa pada *flue gas* juga akan meningkat. Selain itu pada saat *excess air* meningkat, *heat rate* dari entalpi pembentukan produk tidak mengalami perubahan, hal tersebut dikarenakan entalpi pembentukan produk dihitung berdasarkan udara teori yang dibutuhkan pembakaran. Oleh karena itu, sesuai dengan rumusan dibawah.

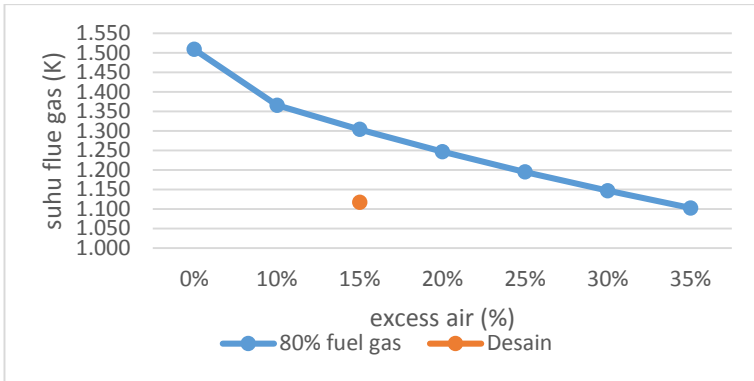
$$\Delta h_{produk} = \frac{\dot{Q}_{reaktan} + \dot{Q}_{udara} - \dot{Q}_{h_f produk}}{\dot{m}_{produk}}$$

Pada grafik hasil perhitungan sesuai dengan teori, yaitu semakin besar jumlah *excess air*, maka perubahan entalpi (Δh) *flue gas* akan semakin rendah. Analisa perhitungan yang digunakan merupakan proses pembakaran secara teoritis, sehingga nilai terbaik terdapat pada stoikiometri (*excess air* 0%), penambahan *excess air* mengurangi panas pembakaran.

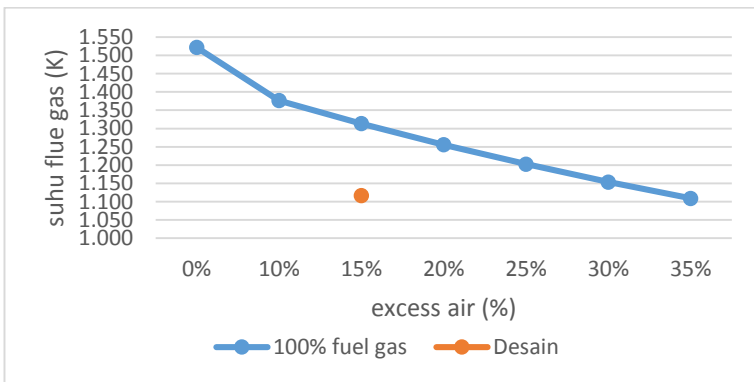
4.4.2 Pengaruh Variasi *Excess Air* terhadap Suhu *Flue Gas*



Gambar 4.6 Grafik $T_{flue\ gas} = f(EA)$ pada 60% *fuel gas*



Gambar 4.7 Grafik $T_{\text{flue gas}} = f(EA)$ pada 80% *fuel gas*



Gambar 4.8 Grafik $T_{\text{flue gas}} = f(EA)$ pada 100% *fuel gas*

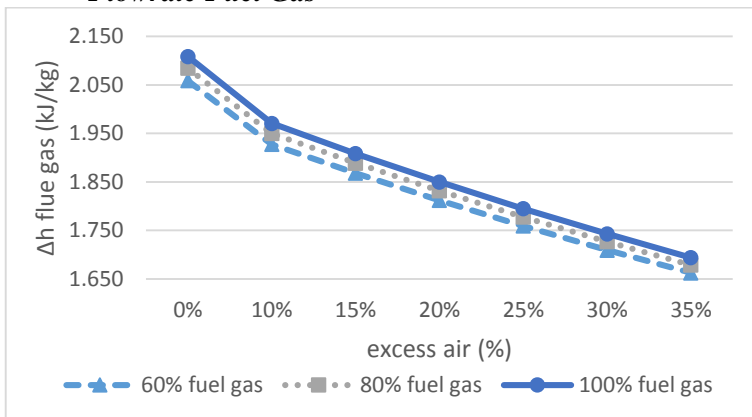
Pada gambar 4.6, gambar 4.7 dan gambar 4.8 merupakan grafik yang menunjukkan suhu pada *flue gas* yang dihasilkan pada berbagai variasi *excess air*. Gambar 4.6 menunjukkan untuk *flowrate fuel gas* sejumlah 60%, gambar 4.7 menunjukkan untuk *flowrate fuel gas* sejumlah 80%, sedangkan gambar 4.8 menunjukkan untuk *flowrate fuel gas* sejumlah 100%.

Pada gambar 4.6-4.8 diperoleh nilai tertinggi suhu *flue gas* pada 60%-100% *fuel gas* terdapat pada *excess air* sebesar 0%, sedangkan nilai terendah suhu *flue gas* pada 60%-100% *fuel gas*

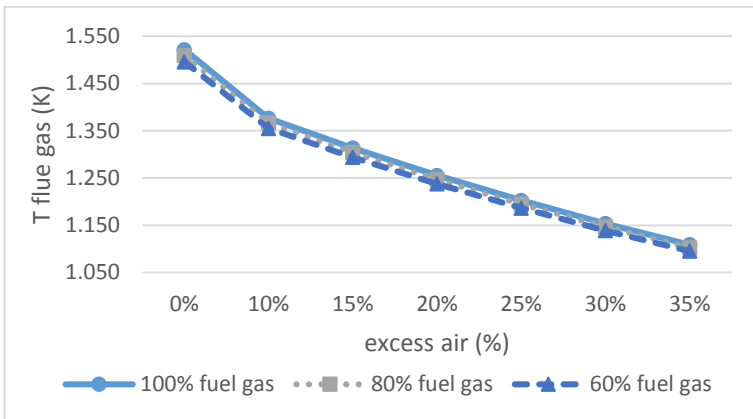
terdapat pada *excess air* sebesar 35%. Nilai suhu tertinggi pada 60% *fuel gas* sebesar 1.495,811K, nilai suhu tertinggi pada 80% *fuel gas* sebesar 1.509,288K, dan nilai suhu tertinggi pada 100% *fuel gas* sebesar 1.521,766K. Sementara itu, nilai suhu terendah pada 60% *fuel gas* sebesar 1.095,44K, nilai suhu terendah pada 80% *fuel gas* sebesar 1.102,534K, dan nilai suhu terendah pada 100% *fuel gas* sebesar 1.109,091K.

Pada grafik 60% *fuel gas*, 80% *fuel gas*, maupun 100% *fuel gas* terlihat penurunan suhu *flue gas* seiring dengan meningkatnya *excess air*. Hal tersebut terjadi karena pada saat *excess air* meningkat, maka laju aliran massa pada *flue gas* juga akan meningkat. Ketika laju aliran massa *flue gas* meningkat akan mengakibatkan kehilangan panas pada pembakaran juga meningkat. Oleh karena itu, suhu *flue gas* akan mengalami penurunan. Analisa perhitungan yang digunakan merupakan proses pembakaran secara teoritis, sehingga nilai terbaik terdapat pada stoikiometri (*excess air* 0%), penambahan *excess air* mengurangi panas pembakaran.

4.4.3 Perbandingan Δh dan Suhu *Flue Gas* dengan Variasi *Flowrate Fuel Gas*



Gambar 4.9 Grafik perbandingan $\Delta h_{flue\ gas} = f(EA)$ pada 60%, 80% dan 100% *fuel gas*



Gambar 4.10 Grafik perbandingan $T_{\text{flue gas}} = f(\text{EA})$ pada 60%, 80% dan 100% *fuel gas*

Pada gambar 4.9 merupakan grafik yang menunjukkan perbandingan perubahan entalpi (Δh) pada *flue gas* antara 60%, 80% dan 100% *fuel gas*. Pada gambar 4.10 merupakan grafik yang menunjukkan perbandingan perubahan suhu pada *flue gas* antara 60%, 80% dan 100% *fuel gas*.

Dari gambar 4.9 diperoleh ketiga grafik mengalami penurunan, selain itu terlihat selisih perubahan entalpi (Δh) *flue gas* antara 60%-100% *fuel gas*. Selisih perubahan entalpi pada setiap variasi *excess air* juga berbeda-beda, semakin besar *excess air* terlihat perbedaan semakin kecil, serta semakin kecil jumlah *fuel gas* terlihat perbedaan semakin besar. Selisih terbesar terdapat pada *excess air* 0% antara *fuel gas* 60% dan 80% sebesar 25,9 kJ/kg, sedangkan selisih terkecil terdapat pada *excess air* 35% antara *fuel gas* 80% dan 100% sebesar 7,4 kJ/kg.

Dari gambar 4.10 diperoleh ketiga grafik mengalami penurunan, selain itu terlihat selisih suhu *flue gas* antara 60%, 80%, dan 100% *fuel gas*. Selisih perubahan entalpi pada setiap variasi *excess air* juga berbeda-beda, semakin besar *excess air* terlihat perbedaan semakin kecil, serta semakin kecil *fuel gas* terlihat

perbedaan semakin besar. Selisih terbesar terdapat pada *excess air* 0% antara *fuel gas* 60% dan 80% sebesar 13,477K, sedangkan selisih terkecil terdapat pada *excess air* 35% antara *fuel gas* 80% dan 100% sebesar 6,557K.

Pada dasarnya perubahan jumlah bahan bakar tidak mempengaruhi nilai perubahan entalpi (Δh) dan suhu pembakaran. Namun, pembakaran yang terjadi pada TOX terdapat *input waste gas* yang merupakan senyawa tidak mengalami reaksi pembakaran, seperti CO_2 dan N_2 . Oleh karena itu, pembakaran pada TOX ketika dilakukan variasi penurunan jumlah bahan bakar terjadi sedikit penurunan perubahan entalpi (Δh) dan suhu. Dari gambar 4.9 dan 4.10 menunjukkan bahwa mengurangi *flowrate fuel gas* sebesar 20% tidak berdampak banyak pada perubahan entalpi dan suhu pada *flue gas*. Sehingga, pengurangan jumlah *fuel gas* bisa dilakukan untuk menghemat konsumsi bahan bakar.

4.5 Analisa Perpindahan Panas Waste Heat Recovery Unit

Analisa perpindahan panas pada WHRU yang akan dilakukan berupa data desain dan data operasional. Untuk data desain tidak dilakukan variasi karena hanya untuk pengecekan, sedangkan untuk data operasional akan dilakukan variasi suhu *flue gas* dari hasil analisa pembakaran TOX. Dalam melakukan analisa, tentunya dibutuhkan detail desain dari *heat exchanger* pada WHRU serta sifat-sifat termodinamika dari *oil* yang sebagai fluida dingin di dalam *tube*.

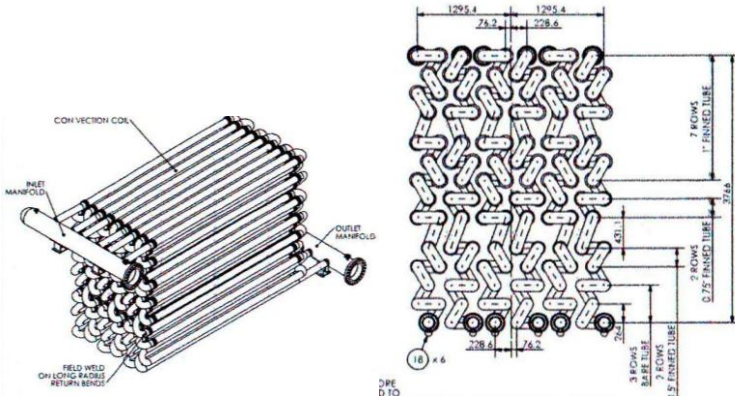
Detail desain WHRU :

- Fluida panas : *flue gas*, berada dalam *shell*
- Fluida dingin : *oil*, berada dalam *tube*
- Diameter dalam *tube* : 6,065in = 0,1541m
- Tebal *tube* : 0,28in = 0,00711m
- Diameter luar *tube* : 6,625in = 0,1683m
- Panjang *tube* : 4,8768m ; jumlah *tube* : 126; jumlah baris : 14
- Susunan *tube* : *staggered*
- S_T : 304,8mm; S_L : 264mm; S_D : 304,8mm

- Bahan *tube* : ASTM A106B, konduktivitas thermal : 51W/mK
- Bentuk *fin* : *annular fin*
- jumlah *fin* : 960 *fin/tube*
- Tebal *fin* : 0,05in = 0,00127m
- diameter *fin* : baris 4-5 : 0,1937m ; baris 6-7 : 0,2064m ; baris 8-14 : 0,2191m
- Jenis *oil* (fluida dingin) : TOTAL Seriola 1510
- Dimensi *shell* (P x L x T): 4,8768m x 2,8956m x 3,9343m
- Suhu *flue gas* masuk WHRU : desain 1.111,568K = 1.541,152°F; operasional : sesuai analisa pembakaran
- Suhu *flue gas* keluar *stack* : 408°F = 482K ; *mass rate* : 124.033,702 kg/jam
- Suhu *oil* masuk : desain : 297,5°F = 420,65K ; aktual : 288,68°F = 415,75K
- Suhu *oil* keluar : 350°F = 449,82K
- *Pressure* masuk *oil* : 130,8psig = 1.003.159,255 Pa
- *Pressure* keluar *oil* : 115,8psig = 899.737,895 Pa
- *Pressure drop* max : 35psig = 342.641,506 Pa
- Laju aliran massa *oil* : normal : 2.960.950lb/jam = 1.343.064,328kg/jam ; max : 3.366.619lb/jam = 1.527.072,691 kg/jam
- *Fouling factor* : 0,001 jam.ft².F/BTU = 0,00017611 m²K/W

Sifat termodinamika TOTAL Seriola 1510 :

- Massa jenis : 49,63 lb/ft³ = 794,996 kg/m³
- Kalor spesifik : 0,561 BTU/lb.F = 2,349 kJ/kgK
- Konduktivitas thermal : 0,0713 BTU/jam.ft.F = 0,1234 W/mK
- *Process fluid mass velocity* : normal : 681,8 lb/s.ft² ; max : 775 lb/s.ft²
- Viskositas : 1,79cp = 0,00179Ns/m²



Gambar 4.11 Susunan tube pada WHRU

4.5.1 Analisa Data Desain WHRU

- Perhitungan *reynold number* dan *nusselt number* fluida dingin

$$Re_{D_{cold}} = \frac{4\dot{m}}{N_{in} \pi D_i \mu} = \frac{4 \times 1.343.064,328 \frac{kg}{jam} \times \frac{1}{3600s}}{6 \times \pi \times 0,1541m \times \frac{0,00179Ns}{m^2}} = 287.010,32$$

$Nu_{cold} = 0,023 Re_D^{4/5} Pr^n$; dengan $n = 0,4$ karena pemanasan sedangkan nilai *Prandtl Number* :

$$Pr = \frac{c_p \mu}{k} = \frac{2,359kJ/kgK \times 0,00179Ns/m^2}{0,1234W/mK} = 34,219$$

$$Nu_{cold} = 0,023 \times 287.010,32^{4/5} \times 34,219^{0,4} = 2.196,609$$

- Perhitungan koefisien perpindahan panas konveksi fluida dingin

$$h_{cold} = \frac{Nu_k}{D_i} = \frac{2.196,609 \times 0,1234W/mK}{0,1541m} = 1.758,998 W/m^2K$$

- Perhitungan luasan tube bagian dalam

$$A_{in} = A_{cold} = \pi D_i L = \pi \times 0,1541m \times 4,8768m = 2,361m^2$$

$$A_{in, total} = 2,361m^2 \times 126 \text{ tube} = 297,486m^2$$

- Perhitungan kecepatan maksimal fluida panas

$$\frac{S_T + D_o}{2} = \frac{0,3048m + 0,1683m}{2} = 0,23655 ; \text{ karena } S_D > \frac{S_T + D}{2} \text{ maka}$$

$$V_{max} = \frac{S_T}{S_T - D_o} V$$

$$= \frac{0,3048m}{0,3048m - 0,1683m} \times \frac{\frac{124.033,702kg}{jam} \times \frac{1jam}{3600s}}{0,767 \frac{kg}{m^3} \times (4,8768m \times 2,8956m)} = 7.103m/s$$

- Perhitungan luasan *tube* bagian luar (tanpa *fin*)

$$A_{out} = A_{hot} = \pi D_o L = \pi \times 0,1683m \times 4,8768m = 2,579m^2$$

$$A_{out, total} = 2,579m^2 \times 126 = 324,954m^2$$

WHRU yang digunakan berupa *compact HE* dengan *fin* bertungkat, dimana baris 1-3 tidak memiliki *fin*, baris 4-5 panjang *fin* 0,0127m, baris 6-7 panjang *fin* 0,01905m, dan baris 8-14 panjang *fin* 0,0254m.

➤ Baris 1-3 : unfinned

- Perhitungan *reynold number* dan *nusselt number* fluida panas

$D_h = D_o$, karena tidak memiliki *fin*

$$Re_{D_{hot}} = \frac{\rho V_{max} D_h}{\mu} = \frac{0,767kg/m^3 \times \frac{7,103m}{s} \times 0,1683m}{\frac{0,000429Ns}{m^2}}$$

$$Re_{D_{hot}} = 21.372,927$$

$\overline{Nu}_{hot} = C_1 C_2 Re_{D, max}^m Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_s}\right)^{1/4}$; berdasarkan susunan *tube*, nilai Re dan jumlah baris

$$C_1 = 0,35 \left(\frac{S_T}{S_L}\right)^{\frac{1}{5}} = 0,35 \left(\frac{0,3048}{0,264}\right)^{\frac{1}{5}} = 0,36$$

$$C_2 = 0,983 ; m = 0,6$$

$$\overline{Nu}_{hot} = 0,36 \cdot 0,983 \cdot 21.372,927^{0,6} \cdot 0,738^{0,36} \left(\frac{0,738}{0,736}\right)^{1/4}$$

$$\overline{Nu}_{hot} = 125,768$$

- Perhitungan koefisien perpindahan panas konveksi fluida panas

$$\bar{h}_{hot} = \frac{\overline{Nu} k}{D_h} = \frac{125,768 \times 0,0748W/mK}{0,1683} = 55,897 W/m^2K$$

- Perhitungan koefisien perpindahan panas total

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{(hA)_c} + \frac{R_{fc}}{A_c} + \frac{\ln\left(\frac{D_o}{D_i}\right)}{2\pi kL} + \frac{1}{(hA)_h}$$

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{1.758,998 \times 2,361} + \frac{0,00017611}{2,361} + \frac{\ln\left(\frac{0,1683}{0,1541}\right)}{2\pi \times 51 \times 4,8768} + \frac{1}{55,897 \times 2,579}$$

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{4.152,994} + \frac{0,00017611}{2,361} + \frac{0,0881}{1.562,734} + \frac{1}{144,158}$$

$$\frac{1}{UA} = 7,309 \times 10^{-3} K/W \rightarrow UA = 136,825 W/K$$

➤ **Baris 4-5 : $D_f=0,1937$**

$$l = \frac{D_f - D_o}{2} = \frac{0,1937 - 0,1683}{2} = 0,0127m ; \text{ panjang fin}$$

- Perhitungan diameter hidraulik

$$2x' = (S_T - D_o) - (D_f - D_o)tN_{f'}$$

dimana $N_{f'}$ adalah jumlah fin setiap satuan panjang (m)

$$2x' = (0,3048 - 0,1683) - (0,1937 - 0,1683)x0,00127x196,85$$

$$= 0,130$$

$$y' = \left[\left(\frac{S_T}{2} \right)^2 + S_L^2 \right]^{0,5} - D_o - (D_f - D_o)tN_{f'}$$

$$y' = \left[\left(\frac{0,3048}{2} \right)^2 + 0,264^2 \right]^{0,5} - 0,1683 - (0,1937 -$$

$$0,1683)x0,00127x196,85 = 0,130$$

Karena $2x' < 2y'$ maka $z' = 2x' = 0,130$

$$A_0 = \left[\left(\frac{L_s}{S_T} - 1 \right) z' + S_T - D_o - (D_f - D_o)tN_{f'} \right] L$$

$$A_0 = \left[\left(\frac{2,8956}{0,3048} - 1 \right) x0,130 + 0,3048 - 0,1683 - (0,1937 -$$

$$0,1683)x0,00127x196,85 \right] 4,8768$$

$$A_0 = 6,024 m^2$$

$$A_{total} = \pi D_o (L - tN_{f'}L)N_T + \left[\frac{2\pi(D_f^2 - D_o^2)}{4} + \pi D_f t \right] N_{f'} L N_T$$

$$A_{total} = \pi x0,1683x(4,8768 - 0,00127x196,85x4,8768)x18 +$$

$$\left[\frac{2\pi(0,1937^2 - 0,1683^2)}{4} + \pi x0,1937x0,00127 \right] x196,85x4,8768x18$$

$$A_{total} = 297,742 m^2$$

$$D_h = 4 \frac{T_2 A_o}{A_{total}} = 4 \frac{0,61155x6,024}{297,742} = 0,0495$$

dimana T_2 adalah tinggi dari tube baris 4-5

- Perhitungan reynold number dan nusselt number

$$Re_{D_{hot}} = \frac{\rho V_{max} D_h}{\mu} = \frac{0,767 kg/m^3 x \frac{7,103m}{s} x 0,0495m}{\frac{0,0000429Ns}{m^2}}$$

$$Re_{D_{hot}} = 6.286,155$$

$$\overline{Nu}_{hot} = 0,134 Re^{0,681} Pr^{1/3} \left(\frac{s}{l}\right)^{0,2} \left(\frac{s}{t}\right)^{0,1134}$$

$$\overline{Nu}_{hot} = 0,134 \times 6.286,155^{0,681} \times 0,738^{1/3} \left(\frac{0,00381}{0,0127}\right)^{0,2} \left(\frac{0,00381}{0,00127}\right)^{0,1134}$$

$$\overline{Nu}_{hot} = 41,625$$

- Perhitungan koefisien perpindahan panas konveksi fluida panas

$$\bar{h}_{hot} = \frac{\overline{Nu}k}{D_h} = \frac{41,625 \times 0,0748 W/mK}{0,0495 m} = 62,9 W/m^2K$$

- Perhitungan efisiensi *fin*

$$r_{f.c} = r_f + \frac{t}{2} = 0,09685 m + \frac{0,00127 m}{2} = 0,09745 m$$

$$l_c = l + \frac{t}{2} = 0,0127 + \frac{0,00127}{2} = 0,0133 m$$

$$\frac{r_{fc}}{D_o/2} = \frac{0,09745}{0,08415} = 1,158$$

$$A_p = l_c t = 0,0133 m \cdot 0,00127 m = 0,0000169 m^2$$

$$l_c^{3/2} \left(\frac{h}{kA_p}\right)^{1/2} = 0,0133^{3/2} \cdot \left(\frac{62,9}{51 \cdot 0,0000169}\right)^{1/2} = 0,414$$

Berdasarkan efisiensi *annular fin* yang terdapat pada lampiran, didapatkan

$$\eta_f = 88\%$$

$$A_f = 2\pi \left\{ (r_{f.c})^2 - \left(\frac{D_o}{2}\right)^2 \right\} = 2\pi \left\{ (0,09745)^2 - \left(\frac{0,1683 m}{2}\right)^2 \right\}$$

$$A_f = 0,0152 m^2$$

$$A_{tube} = N_f A_f + (A_{out} - \pi D_o t N_f)$$

$$A_{tube} = 960 \times 0,0152 + (2,579 - \pi \times 0,1683 \times 0,00127 \times 960) = 16,526 m^2$$

$$\eta_o = 1 - \frac{A_{f,total}}{A_{tube}} (1 - \eta_f) = 1 - \frac{0,0152 \times 960}{16,526} (1 - 0,86) = 0,876$$

- Perhitungan koefisien perpindahan panas total

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{(hA)_c} + \frac{R_{fc}''}{A_c} + \frac{\ln\left(\frac{D_o}{D_i}\right)}{2\pi kL} + \frac{1}{(\eta_o hA)_h}$$

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{1.758,998 \times 2,361} + \frac{0,00017611}{2,361} + \frac{\ln\left(\frac{0,1683}{0,1541}\right)}{2\pi \times 51 \times 4,8768} + \frac{1}{0,876 \times 62,9 \times 16,526}$$

$$\frac{1}{UA} = 1,474 \times 10^{-3} K/W \rightarrow UA = 678,522 W/K$$

➤ **Baris 6-7 : $D_f=0,2064$**

$$l = \frac{D_f - D_o}{2} = \frac{0,2064 - 0,1683}{2} = 0,01905m \text{ ; panjang fin}$$

- Perhitungan diameter hidraulik

$2x' = (S_T - D_o) - (D_f - D_o)tN_{f'}$; dimana $N_{f'}$ adalah jumlah fin setiap satuan panjang (m)

$$2x' = (0,3048 - 0,1683) - (0,2064 - 0,1683)x0,00127x196,85 \\ = 0,127$$

$$y' = \left[\left(\frac{S_T}{2} \right)^2 + S_L^2 \right]^{0,5} - D_o - (D_f - D_o)tN_{f'}$$

$$y' = \left[\left(\frac{0,3048}{2} \right)^2 + 0,264^2 \right]^{0,5} - 0,1683 - (0,2064 - 0,1683)x0,00127x196,85 = 0,127$$

Karena $2x' < 2y'$ maka $z' = 2x' = 0,127$

$$A_0 = \left[\left(\frac{L_s}{S_T} - 1 \right) z' + S_T - D_o - (D_f - D_o)tN_{f'} \right] L$$

$$A_0 = \left[\left(\frac{2,8956}{0,3048} - 1 \right) x0,127 + 0,3048 - 0,1683 - (0,2064 - 0,1683)x0,00127x196,85 \right] 4,8768$$

$$A_0 = 5,884 m^2$$

$$A_{total} = \pi D_o (L - tN_{f'}L)N_T + \left[\frac{2\pi(D_f^2 - D_o^2)}{4} + \pi D_f t \right] N_{f'} L N_T$$

$$A_{total} = \pi x0,1683x(4,8768 - 0,00127x196,85x4,8768)x18 + \left[\frac{2\pi(0,2064^2 - 0,1683^2)}{4} + \pi x0,2064x0,00127 \right] x196,85x4,8768x18$$

$$A_{total} = 436,54 m^2$$

$$D_h = 4 \frac{T_3 A_o}{A_{total}} = 4 \frac{0,61155x5,884}{436,54} = 0,033$$

dimana T_3 adalah tinggi dari tube baris 6-7

- Perhitungan reynold number dan nusselt number

$$Re_{D_{hot}} = \frac{\rho V_{max} D_h}{\mu} = \frac{0,767 kg/m^3 x \frac{7,103m}{s} x 0,033m}{\frac{0,0000429Ns}{m^2}}$$

$$Re_{D_{hot}} = 4.190,77$$

$$\overline{Nu}_{hot} = 0,134 Re^{0,681} Pr^{1/3} \left(\frac{s}{l} \right)^{0,2} \left(\frac{s}{t} \right)^{0,1134}$$

$$\overline{Nu}_{hot} = 0,134 x 4.190,77^{0,681} x 0,738^{1/3} \left(\frac{0,00381}{0,0127} \right)^{0,2} \left(\frac{0,00381}{0,00127} \right)^{0,1134}$$

$$\overline{Nu}_{hot} = 31,582$$

- Perhitungan koefisien perpindahan panas konveksi fluida panas

$$\bar{h}_{hot} = \frac{\overline{Nu}k}{D_h} = \frac{31,582 \times 0,0748 W/mK}{0,033} = 71,585 W/m^2K$$

- Perhitungan efisiensi *fin*

$$r_{f.c} = r_f + \frac{t}{2} = 0,1032m + \frac{0,00127m}{2} = 0,1038m$$

$$l_c = l + \frac{t}{2} = 0,01905 + \frac{0,00127}{2} = 0,019685m$$

$$\frac{r_{f.c}}{D_o/2} = \frac{0,1038}{0,08415} = 1,234$$

$$A_p = l_c t = 0,019685m \cdot 0,00127m = 0,000025m^2$$

$$l_c^{3/2} \left(\frac{h}{kA_p} \right)^{1/2} = 0,019685^{3/2} \cdot \left(\frac{71,585}{51 \cdot 0,000025} \right)^{1/2} = 0,654$$

Berdasarkan efisiensi *annular fin* yang terdapat pada lampiran, didapatkan

$$\eta_f = 78\%$$

$$A_f = 2\pi \left\{ (r_{fc})^2 - \left(\frac{D_o}{2} \right)^2 \right\} = 2\pi \left\{ (0,1038)^2 - \left(\frac{0,1683m}{2} \right)^2 \right\}$$

$$A_f = 0,0232m^2$$

$$A_{tube} = N_f A_f + (A_{out} - \pi D_o t N_f) \\ = 960 \times 0,0232 + (2,579 - \pi \times 0,1683 \times 0,00127 \times 960)$$

$$A_{tube} = 24,206m^2$$

$$\eta_o = 1 - \frac{A_{fTotal}}{A_{tube}} (1 - \eta_f) = 1 - \frac{0,0232 \times 960}{24,206} (1 - 0,78) = 0,798$$

- Perhitungan koefisien perpindahan panas total

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{(hA)_c} + \frac{R''_{fc}}{A_c} + \frac{\ln(\frac{D_o}{D_i})}{2\pi kL} + \frac{1}{(\eta_o hA)_h}$$

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{1.758,998 \times 2,361} + \frac{0,00017611}{2,361} + \frac{\ln(\frac{0,1683}{0,1541})}{2\pi \times 51 \times 4,8768} + \frac{1}{0,798 \times 71,585 \times 24,206}$$

$$\frac{1}{UA} = 1,099 \times 10^{-3} K/W \rightarrow UA = 910,093 W/K$$

➤ **Baris 8-14 : $D_f=0,2191$**

$$l = \frac{D_f - D_o}{2} = \frac{0,2191 - 0,1683}{2} = 0,0254m ; \text{ panjang } fin$$

- Perhitungan diameter hidraulik

$$2x' = (S_T - D_o) - (D_f - D_o)tN_{f'}$$

dimana $N_{f'}$ adalah jumlah fin setiap satuan panjang (m)

$$2x' = (0,3048 - 0,1683) - (0,2191 - 0,1683)x0,00127x196,85 \\ = 0,124$$

$$y' = \left[\left(\frac{S_T}{2} \right)^2 + S_L^2 \right]^{0,5} - D_o - (D_f - D_o)tN_{f'}$$

$$y' = \left[\left(\frac{0,3048}{2} \right)^2 + 0,264^2 \right]^{0,5} - 0,1683 - (0,2191 - 0,1683)x0,00127x196,85 = 0,124$$

Karena $2x' < 2y'$ maka $z' = 2x' = 0,124$

$$A_0 = \left[\left(\frac{L_s}{S_T} - 1 \right) z' + S_T - D_o - (D_f - D_o)tN_{f'} \right] L$$

$$A_0 = \left[\left(\frac{2,8956}{0,3048} - 1 \right) x0,124 + 0,3048 - 0,1683 - (0,2191 - 0,1683)x0,00127x196,85 \right] 4,8768$$

$$A_0 = 5,744 m^2$$

$$A_{total} = \pi D_o (L - tN_{f'} L) N_T + \left[\frac{2\pi(D_f^2 - D_o^2)}{4} + \pi D_f t \right] N_{f'} L N_T$$

$$A_{total} = \pi x0,1683x(4,8768 - 0,00127x196,85x4,8768)x63 + \\ \left[\frac{2\pi(0,2191^2 - 0,1683^2)}{4} + \pi x0,2191x0,00127 \right] x196,85x4,8768x63$$

$$A_{total} = 2.044,328 m^2$$

$$D_h = 4 \frac{T_3 A_0}{A_{total}} = 4 \frac{1,96726x5,744}{2.044,328} = 0,0221$$

dimana T_3 adalah tinggi dari *tube* baris 6-7

- Perhitungan *reynold number* dan *nusselt number*

$$Re_{D_{hot}} = \frac{\rho V_{max} D_h}{\mu} = \frac{0,767 kg/m^3 x \frac{7,103m}{s} x 0,0221m}{\frac{0,0000429Ns}{m^2}}$$

$$Re_{D_{hot}} = 2.806,546$$

$$\overline{Nu}_{hot} = 0,134 Re^{0,681} Pr^{1/3} \left(\frac{s}{l} \right)^{0,2} \left(\frac{s}{t} \right)^{0,1134}$$

$$\overline{Nu}_{hot} = 0,134 x 2.806,546^{0,681} x 0,738^{1/3} \left(\frac{0,00381}{0,0127} \right)^{0,2} \left(\frac{0,00381}{0,00127} \right)^{0,1134}$$

$$\overline{Nu}_{hot} = 24,036$$

- Perhitungan koefisien perpindahan panas konveksi fluida panas

$$\bar{h}_{hot} = \frac{\overline{Nu}k}{D_h} = \frac{24,036 \times 0,0748 W/mK}{0,0221} = 81,352 W/m^2K$$

- Perhitungan efisiensi *fin*

$$r_{f.c} = r_f + \frac{t}{2} = 0,10955m + \frac{0,00127m}{2} = 0,1102m$$

$$l_c = l + \frac{t}{2} = 0,0254 + \frac{0,00127}{2} = 0,026m$$

$$\frac{r_{f.c}}{D_o/2} = \frac{0,1102}{0,08415} = 1,309$$

$$A_p = l_c t = 0,026m \cdot 0,00127m = 0,000033m^2$$

$$l_c^{3/2} \left(\frac{h}{kA_p} \right)^{1/2} = 0,026^{3/2} \cdot \left(\frac{81,352}{51 \cdot 0,000033} \right)^{1/2} = 0,922$$

Berdasarkan efisiensi *annular fin* yang terdapat pada lampiran, didapatkan

$$\eta_f = 65\%$$

$$A_f = 2\pi \left\{ (r_{f.c})^2 - \left(\frac{D_o}{2} \right)^2 \right\} = 2\pi \left\{ (0,1102)^2 - \left(\frac{0,1683m}{2} \right)^2 \right\}$$

$$A_f = 0,0318m^2$$

$$\begin{aligned} A_{tube} &= N_f A_f + (A_{out} - \pi D_o t N_f) \\ &= 960 \times 0,0318 + (2,579 - \pi \times 0,1683 \times 0,00127 \times 960) \end{aligned}$$

$$A_{tube} = 32,462 m^2$$

$$\eta_o = 1 - \frac{A_{fTotal}}{A_{tube}} (1 - \eta_f) = 1 - \frac{0,0318 \times 960}{32,462} (1 - 0,65) = 0,671$$

- Perhitungan koefisien perpindahan panas total

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{(hA)_c} + \frac{R''_{fc}}{A_c} + \frac{\ln(\frac{D_o}{D_i})}{2\pi kL} + \frac{1}{(\eta_o hA)_h}$$

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{1.758,998 \times 2,361} + \frac{0,00017611}{2,361} + \frac{\ln(\frac{0,1683}{0,1541})}{2\pi \times 51 \times 4,8768} + \frac{1}{0,671 \times 81,352 \times 32,462}$$

$$\frac{1}{UA} = 0,94 \times 10^{-3} K/W \rightarrow UA = 1.063,908 W/K$$

- Perhitungan perbedaan temperatur rata-rata logaritmik

$$\begin{aligned}\Delta T_{lm,cf} &= \frac{(T_{h2}-T_{c1})-(T_{h1}-T_{c2})}{\ln\left[\frac{(T_{h2}-T_{c1})}{(T_{h1}-T_{c2})}\right]} \\ &= \frac{(482K-420,65K)-(1.111,568K-449,82K)}{\ln\left[\frac{(482K-420,65K)}{(1.111,568K-449,82K)}\right]} \\ \Delta T_{lm,cf} &= \frac{-600,398}{-2,378} = 252,48K\end{aligned}$$

- Faktor koreksi *compact crossflow* dimana fluida panas *mixed* dan fluida dingin *unmixed*.

$$\begin{aligned}P &= \frac{T_{c2}-T_{c1}}{T_{h1}-T_{c1}} = \frac{449,82K-420,65K}{1.111,568K-420,65K} = 0,042 \\ R &= \frac{T_{h1}-T_{h2}}{T_{c2}-T_{c1}} = \frac{1.111,568K-482K}{449,82K-420,65K} = 21,583\end{aligned}$$

Dari lampiran didapatkan $F = 0,85$

- Laju aliran panas pada WHRU

$$\begin{aligned}\dot{Q}_1 &= N_T U A F \Delta T_{lm,cf} \\ &= 27x \frac{136,825W}{K} x 0,85 x 252,48K = 792.820,969 W \\ \dot{Q}_2 &= N_T U A F \Delta T_{lm,cf} \\ &= 18x \frac{678,522 W}{K} x 0,85 x 252,48K = 2.621.092,489 W \\ \dot{Q}_3 &= N_T U A F \Delta T_{lm,cf} \\ &= 18x \frac{910,093W}{K} x 0,85 x 252,48K = 3.515.638,294 W \\ \dot{Q}_4 &= N_T U A F \Delta T_{lm,cf} \\ &= 63x \frac{1.063,908W}{K} x 0,85 x 252,48K = 14.384.359,59 W \\ \dot{Q}_{total} &= Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 = 21.313.911,34 W \\ &= 76.730.080,82 kJ/jam\end{aligned}$$

4.5.2 Analisa Data Operasional WHRU

Pada analisa data operasional WHRU dilakukan perhitungan untuk mencari laju aliran massa yang sesuai dengan data operasional TOX yang telah divariasikan.

Contoh perhitungan :

Contoh perhitungan dilakukan untuk 100% *flowrate* bahan bakar dan *excess air* 15%

$$\dot{m}_{fg} = 178.544,524 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$T_{in\ WHRU} = 1.308,564\ K$$

$$\text{Asumsi : } T_{stack} = 482K$$

$$T_{in\ oil} = 288,68^{\circ}F = 415,75K ; T_{out\ oil} = 350^{\circ}F = 449,817K$$

Perhitungan untuk mencari Re_{hot} , Nu_{hot} , h_{hot} , dan UA sama seperti pada perhitungan desain. Nilai UA dihitung tanpa menggunakan resistansi konveksi dari fluida dingin karena belum diketahui laju aliran massa fluida dingin yang dibutuhkan, digunakan simbol $\left(\frac{1}{UA_s}\right)$ untuk menunjukkan UA sementara. Pada data operasional 100% *flowrate* bahan bakar dengan *excess air* 15% didapatkan nilai-nilai perhitungan pada tabel 4.20-4.21.

Tabel 4.21 Nilai $h_{Flue\ Gas}$ pada 100% Bahan Bakar dengan *Excess Air* 15%

hhot			
Baris 1-3	Baris 4-5	Baris 6-7	Baris 8-14
69,249	80,268	84,236	90,376

$$\frac{1}{UA} - R_{conv.cold} = \frac{R_{fc}''}{\eta_o A_c} + \frac{\ln\left(\frac{D_o}{D_i}\right)}{2\pi kL} + \frac{1}{(\eta_o hA)_h} \rightarrow \frac{1}{UA_s}$$

Tabel 4.22 Nilai $\left(\frac{1}{UA} - R_{conv.cold}\right)$ pada 100% Bahan Bakar dengan *Excess Air* 15%

$(1/UA)_s = (1/UA) - R_{conv.cold}$			
Baris 1-3	Baris 4-5	Baris 6-7	Baris 8-14
0,00573	0,00099	0,00075	0,00064

Nilai energi panas yang dibutuhkan untuk menaikkan suhu *oil* dari 415,75K ke 449,817K dihitung dengan data desain pada perhitungan subbab 4.5.1 dengan suhu masuk *oil* yang berbeda.

$$\dot{Q}_{420,65K} = 76.730.080,82 \text{ kJ/jam}$$

$$\dot{Q}_{\max 420,65K} = \dot{m}_h c_{p,h} (T_{h \text{ in}} - T_{c \text{ in}})$$

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{\max 420,65K} &= \frac{124.033,702 \text{ kg}}{\text{jam}} \times \frac{1,32 \text{ kJ}}{\text{kgK}} \times (1.111,568 - 420,65)K \\ &= 113.120.194,9 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\varepsilon = \frac{\dot{Q}}{\dot{Q}_{\max}} = \frac{76.730.080,82 \text{ kJ/jam}}{113.120.194,9 \text{ kJ/jam}} = 0,678$$

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{\max 415,75K} &= \frac{124.033,702 \text{ kg}}{\text{jam}} \times \frac{1,32 \text{ kJ}}{\text{kgK}} \times (1.111,568 - 415,75)K \\ &= 113.922.444,8 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{415,75K} &= \varepsilon \dot{Q}_{\max 415,75K} = 0,678 \times 113.922.444,8 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \\ &= 77.239.417,6 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Untuk mendapatkan nilai laju aliran massa fluida dingin, dilakukan perhitungan $R_{\text{conv,cold}}$ dengan cara sebagai berikut

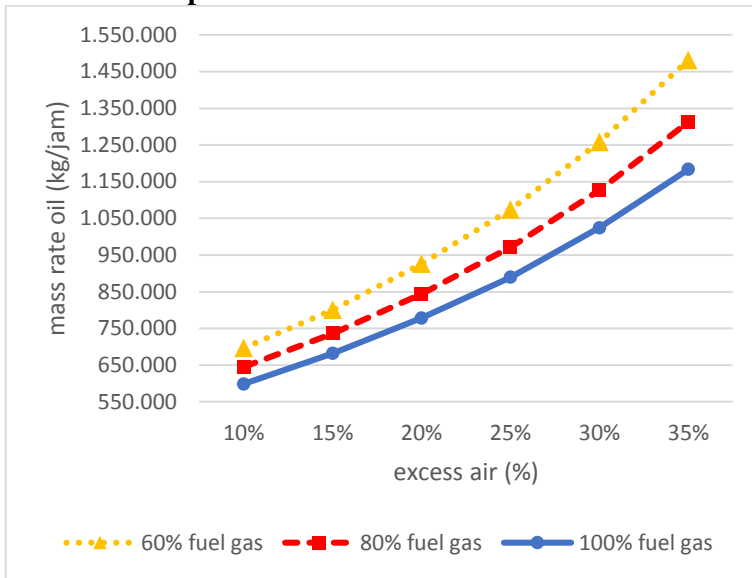
$$UA = \frac{\dot{Q}}{N_T F \Delta T_{lm}} \rightarrow R_{\text{conv}} = \frac{1}{UA_s} - \frac{N_T F \Delta T_{lm}}{\dot{Q}}$$

Metode iterasi dan interpolasi dilakukan untuk mendapatkan nilai laju aliran massa *oil* dalam tube. Pada data operasional 100% *flowrate* bahan bakar dengan *excess air* 15% didapatkan hasil iterasi dan interpolasi ditunjukkan pada lampiran.

Tabel 4.23 Hasil Perhitungan Laju Aliran Massa dari *Oil*

Jumlah BB	Excess Air	Tin WHRU (K)	mass rate flue gas (kg/jam)	T stack (K)	Mass rate oil (kg/jam)
60%	10%	1.349,495	160.350,010	482	696.659,45
	15%	1.288,872	165.465,601	482	800.286,47
	20%	1.233,067	170.581,192	482	925.994,02
	25%	1.182,228	175.696,782	482	1.074.008,67
	30%	1.134,875	180.812,373	482	1.257.720,86
	35%	1.091,694	185.927,964	482	1.481.420,93
80%	10%	1.360,732	166.619,267	482	644.742,15
	15%	1.299,120	172.005,063	482	735.912,75
	20%	1.242,415	177.390,858	482	844.291,00
	25%	1.190,652	182.776,654	482	971.693,77
	30%	1.142,741	188.162,449	482	1.126.232,03
	35%	1.098,884	193.548,245	482	1.312.368,34
100%	10%	1.371,160	172.888,524	482	598.556,02
	15%	1.308,564	178.544,524	482	681.919,50
	20%	1.251,003	184.200,524	482	778.247,02
	25%	1.198,599	189.856,525	482	889.520,68
	30%	1.150,019	195.512,525	482	1.024.180,16
	35%	1.105,532	201.168,525	482	1.183.629,75

4.5.3 Pembahasan Grafik Laju Aliran Massa *Oil* terhadap Variasi pada Pembakaran TOX



Gambar 4.12 Grafik hasil laju aliran massa *oil* dalam WHRU

Pada gambar 4.12 merupakan grafik yang menunjukkan hasil laju aliran massa *oil* pada suhu masuk dan laju aliran massa *flue gas* yang berbeda-beda hasil analisa pembakaran TOX. Laju aliran massa *oil* tersebut merupakan jumlah yang dibutuhkan untuk mencapai suhu keluar WHRU sebesar 350°F (449,817K).

Dari gambar 4.12 diperoleh nilai laju aliran massa *oil* tertinggi pada 60%, 80%, maupun 100% *fuel gas*, terdapat ketika *excess air* 35%, yaitu sebesar 1.481.420,93 kg/jam, 1.312.368,34kg/jam dan 1.183.629,75kg/jam. Sedangkan untuk laju aliran massa *oil* nilai terendah pada 60%, 80%, maupun 100% *fuel gas*, terdapat ketika *excess air* 10%, yaitu sebesar 696.659,45kg/jam, 644.742,15kg/jam, dan 598.556,02K. Pada desain WHRU diketahui batas maksimal *mass flowrate* yang diperbolehkan pada *oil*, yaitu sebesar 1.527.072,691 kg/jam. Oleh

karena itu, berdasarkan batasan tersebut pada semua variasi *excess air* untuk 60%-100% *fuel gas* dapat digunakan dalam operasional.

Pada grafik hasil laju aliran massa *oil* terlihat nilai yang terus mengalami peningkatan seiring bertambahnya *excess air* pada pembakaran TOX. Hal tersebut terjadi karena suhu *flue gas* yang semakin kecil ketika *excess air* semakin besar, sehingga dibutuhkan *mass flowrate* yang lebih banyak untuk tetap mencapai suhu *oil* 350°F. Selain itu nilai *mass flowrate* pada *flue gas* semakin besar mengakibatkan diperlukan *mass flowrate oil* yang lebih besar agar tidak mengalami kenaikan suhu pada *outlet oil*.

(halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil analisa *heat balance* pada *Thermal Oxidizer* dan *Waste Heat Recovery Unit*, dapat diambil beberapa kesimpulan sebagai berikut

1. Jika meninjau suhu *flue gas* hasil pembakaran TOX dari data operasional, variasi terbaik yang mendekati desain awal (1.500-1600°F atau 1.088-1.144K) yaitu pada 60% *flowrate* bahan bakar dengan *excess air* antara 30% hingga 35%.
2. Dari variasi 60% *flowrate* bahan bakar dengan *excess air* antara 30% hingga 35%, didapatkan suhu *flue gas* hasil pembakaran antara 1.095,440K hingga 1.138,908K, serta suhu *flue gas* masuk WHRU antara 1.091,694K hingga 1.134,875K.
3. Dari hasil tinjauan suhu *flue gas*, maka laju aliran massa yang dapat diterapkan untuk mendapat suhu *outlet oil* sebesar 350°F adalah sebagai berikut
 - 60% bahan bakar, 30% *excess air* → 1.257.720,86 kg/jam
 - 60% bahan bakar, 35% *excess air* → 1.481.420,93 kg/jam

Jika berdasarkan data desain, laju aliran massa *oil* tersebut masih dibawah kondisi maksimal yaitu 1.527.072,691 kg/jam, sehingga aman digunakan dalam operasional.

4. Jumlah bahan bakar (*fuel gas*) sebesar 60%, dapat menghemat konsumsi bahan bakar pada pembakaran di *Thermal Oxidizer*.

5.2 Saran

Beberapa saran yang bisa diberikan setelah dilakukan penelitian antara lain sebagai berikut

1. Pada *stack* TOX diharapkan terdapat alat pengukur kadar SO_2 dan O_2 yang berjalan dengan baik.
2. Perlu dilakukan uji kandungan gas buang sehingga lebih mengetahui kondisi pembakaran, berjalan dengan sempurna atau tidak.
3. Untuk penelitian selanjutnya diharapkan bisa menggunakan variasi pembakaran yang lebih banyak yang akan membuat hasil perhitungan lebih akurat.

DAFTAR PUSTAKA

- Bahadori, A., dan Vuthaluru, H. B. 2010. "Estimation of Energy Conservation Benefits Controlled Gas-Fired Systems". **Fuel Processing Technology** 91 (2010) 1198-1203.
- Bartok, W., dan Sarofim, A. F. 1991. **Fossil Fuel Combustion : A Source Book**. Canada : John Wiley & Sons.
- Benarji, N., Balaji, C., dan Ventakateshan, P. 2008. "Optimum Design of Cross Flow Shell and Tube Heat Exchanger with Low Fin Tubes". **Heat Transfer Engineering** 29:10 864-872.
- Djojodihardjo, H. 1987. **Termodinamika Teknik : Aplikasi dan Termodinamika Statistik**. Jakarta : Gramedia.
- Handoyo, E. A. 2000. "Pengaruh Kecepatan Aliran Terhadap Efektivitas Shell-and-Tube Heat Exchanger". **Jurnal Teknik Mesin** Vol. 2, No.2, Oktober 2000 : 86-90.
- Incropera, F. P., dan Dewitt, D. P. 2011. **Fundamental of Heat and Mass Transfer 7th Edition**. New Jersey : John Wiley & Sons.
- Kakac, S., Liu, H., dan Pramuanjaroenkij, A. 2012. **Heat Exchanger : Selection, Rating, and Thermal Design**. Boca Raton : CRC Press.
- Moran, M. J., dan Shapiro, H. N. 2006. **Fundamental of Engineering Thermodynamics 5th Edition**. Chichester : John Wiley & Sons.
- Proyek Pengembangan Gas Jawa. **Operating Manual Book CPP Gundih PT Pertamina EP Asset 4 Field Cepu**. Cepu, Kabupaten Blora.
- Qi, J. 2014. "Research and Improvement on Calculation Method of Optimal Excess Air Ratio". **Applied Mechanics and Materials** Vols 536-537 (2014) pp 1583-1586.
- Tseng, S., dan Kang, S. 2006. "Analysis of Effectiveness and Pressure Drop in Micro Cross-Flow Heat Exchanger". **Applied Thermal Engineering** 27 (2007) 877-885.

- Thulukkanam, K. 2013. **Heat Exchanger Design Handbook**. Boca Raton : CRC Press.
- Zhang, G. 2015. “Study in Optimum Excess Air Coefficient Power Plant Boilers”. **International Conference on Mechatronics, Electronic, Industrial and Control Engineering** (MEIC 2015).

LAMPIRAN

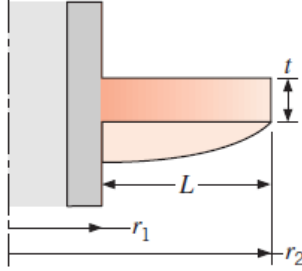
LAMPIRAN A Efisiensi *Fin* Bentuk *Annular*

Rectangular^a

$$A_f = 2\pi (r_{2c}^2 - r_1^2)$$

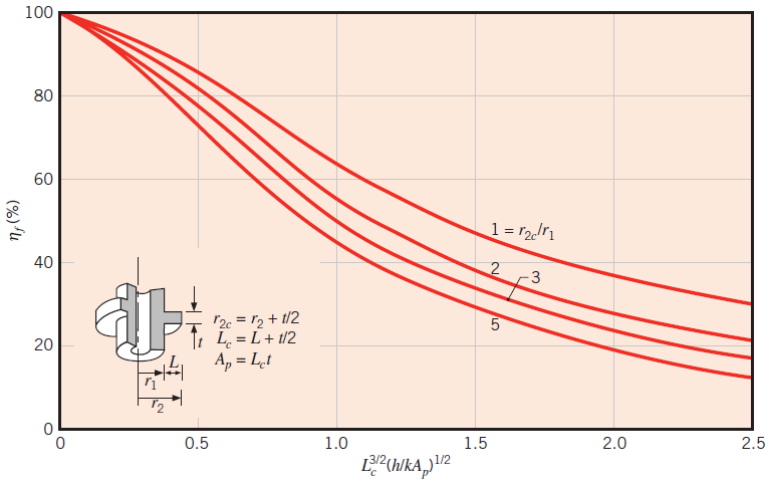
$$r_{2c} = r_2 + (t/2)$$

$$V = \pi (r_2^2 - r_1^2)t$$

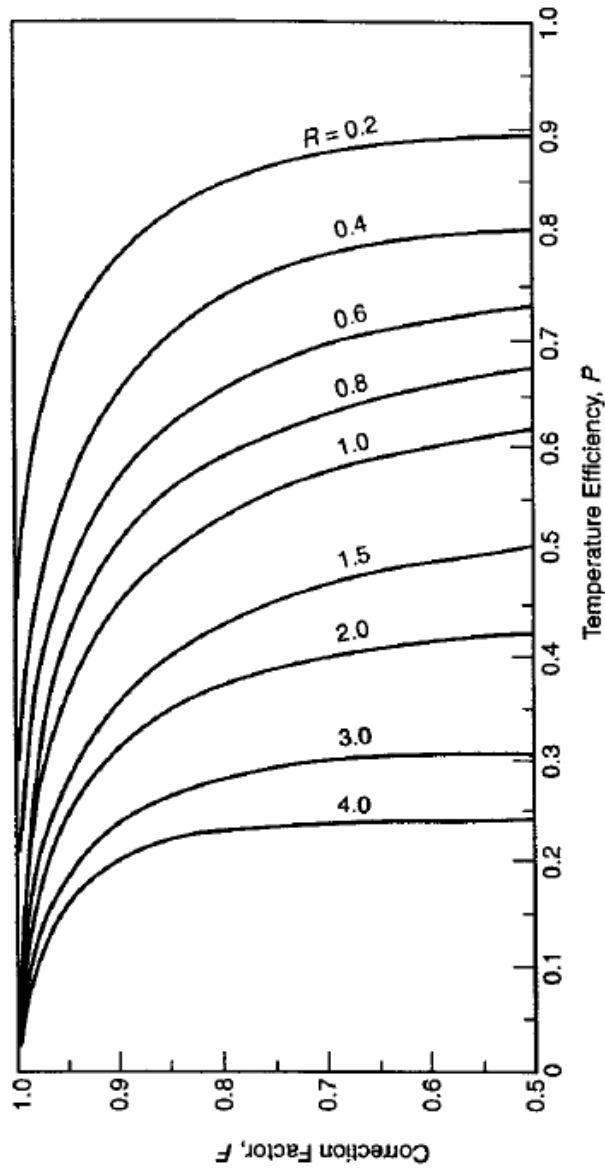


$$\eta_f = C_2 \frac{K_1(mr_1)I_1(mr_{2c}) - I_1(mr_1)K_1(mr_{2c})}{I_0(mr_1)K_1(mr_{2c}) + K_0(mr_1)I_1(mr_{2c})}$$

$$C_2 = \frac{(2r_1/m)}{(r_{2c}^2 - r_1^2)}$$

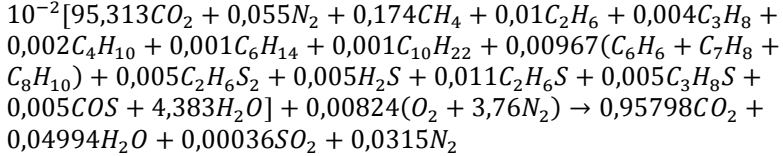


LAMPIRAN B Faktor Koreksi untuk *Heat Exchanger* Tipe *Compact Aliran Single-pass Crossflow* dengan Satu Fluida *Mixed* dan Lainnya *Unmixed*

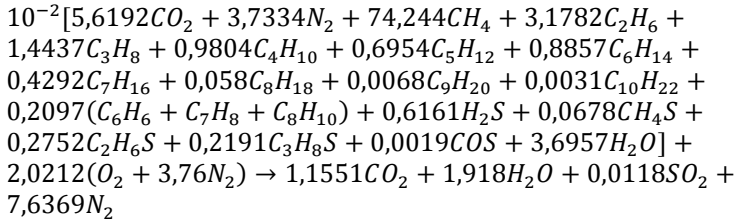


LAMPIRAN C Hasil Stoikiometri Pembakaran pada TOX Data Desain

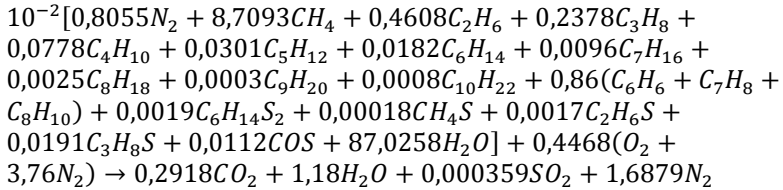
[UNIT 1] dengan EA 0%



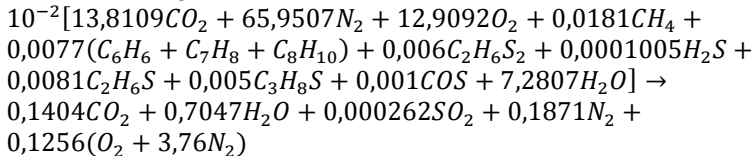
[UNIT 3] dengan EA 0%



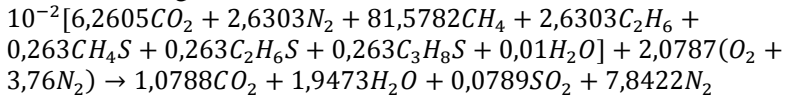
[UNIT 4] dengan EA 0%



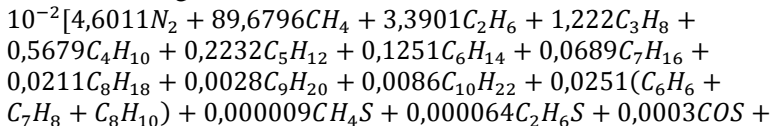
[UNIT 5] dengan EA 0%

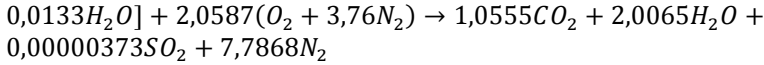


[UNIT 6] dengan EA 0%

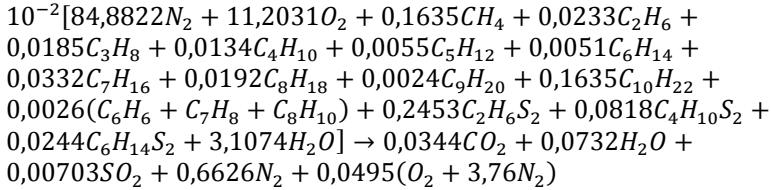


[UNIT 7] dengan EA 0%

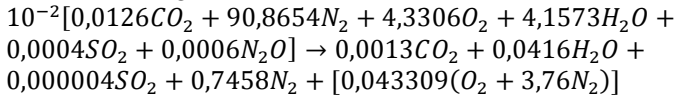




[UNIT 8] dengan EA 0%

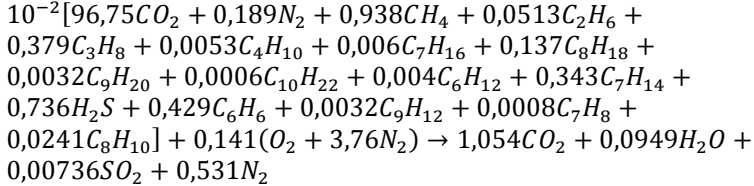


[UNIT 9] dengan EA 0%

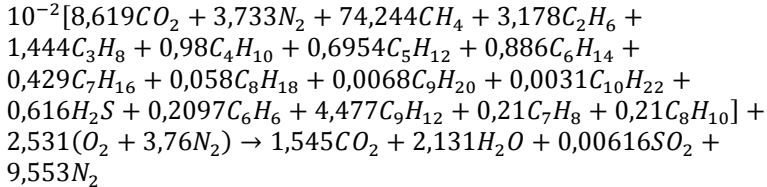


LAMPIRAN D Hasil Stoikiometri Pembakaran pada TOX Data Operasional

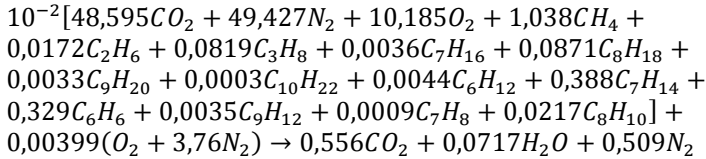
[UNIT 1]



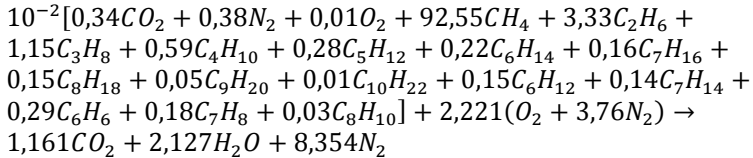
[UNIT 3]



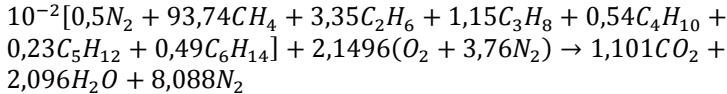
[UNIT 5]



[UNIT 6]



[UNIT 7]



Tabel E1. Perhitungan Data Desain perubahan entalpi dan heat rate dari input Unit 1 (Acid Gas From BSRU)

P	5,960	Psig	Flowrate	15,334	MMSCFD			
	1,405	Atm	density	18.050,725	m3/jam			
	142.361,625	Pa	mass rate	2,342	kg/m3			
	104	F	ΔT	42.278,028	kg./jam			
T	40	C	15	K				
	313,15	K						
Tref	25 C	298,15 K						
Pref	1 atm							
Komponen	%mol	M (kg/kmol)	Mi (kg/kmol)	%mass	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)	cp (kJ/kmolK)	delta h (kJ/kg)
CO2	95,313	44,01	41,9460	0,97926651	-393.500,0	-8.755,768	38,18	12,743
N2	0,055	28	0,0154	0,00035952	0,0	0,000	29,192	0,006
CH4	0,174	16,04	0,0279	0,00065155	-74.870,0	-3,041	36,411	0,022
C2H6	0,01	30,07	0,0030	7,0199E-05	-84.000,0	-0,196	54,78	0,002
C3H8	0,004	44,09	0,0018	4,1172E-05	-104.700,0	-0,098	77,619	0,001
C4H10	0,002	58,12	0,0012	2,7136E-05	-125.600,0	-0,059	104,88	0,001
C6H14	0,001	86,07	0,0009	2,0093E-05	-198.100,0	-0,046	199,65	0,001
C10+	0,001	142,22	0,0014	3,3202E-05	-301.000,0	-0,070	320,02	0,001
C6H6 (Benzene)	0,009667	78,12	0,0076	0,00017629	49.000,0	0,111	136,08	0,005
C7H8 (Toluene)	0,009667	92,15	0,0089	0,00020796	13.100,0	0,030	161,23	0,005
C8H10 (Xylene)	0,009667	106,18	0,0103	0,00023962	-24.100,0	-0,054	147,1	0,005
C2H6S2 (dimethyl disulfide)	0,005	94,2	0,0047	0,00010996	-62.300,0	-0,073	146,11	0,003
H2S	0,005	34,08	0,0017	3,978E-05	-20.600,0	-0,024	34,817	0,001
C2H6S (ethyl mercaptan)	0,011	62,14	0,0068	0,00015957	-73.680,0	-0,189	118	0,005
C3H8S (2-propyl mercaptan)	0,005	76,17	0,0038	8,891E-05	-106.600,0	-0,124	145,35	0,003
COS (Carbonyl Sulfide)	0,005	60,07	0,0030	7,0117E-05	-138.410,0	-0,162	42,983	0,001
H2O	4,383	18,02	0,7898	0,01843842	-285.830,0	-292,467	75,291	1,156
JUMLAH	100,003		42,8341	1		-9.052,232		13,958
Q rate input unit 1 (kJ/kg)	-382.120.389,056		Q rate (kJ/jam)		-382.710.512,450		Q rate (kJ/jam)	590.123,39

Tabel E2. Perhitungan Data Desain perubahan entalpi dan heat rate dari input Unit 3 (Acid Gas From GSU)

P	20		Flowrate		0,5379		MMSCFD			
	2,361	atm			633,200		m3/jam			
	239,228,325	Pa	density		1,921		kg/m3			
T	148,6	F	mass rate		1.216,284		kg/jam			
	64,778	C	ΔT		39,778		K			
	337,928	K								
Tref	25 C		298,15 K							
Pref	1 atm									
Komponen			%mol	M (kg/kmol)	Mi (kg/kmol)	%mass	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)	cp (kJ/kmolK)	delta h (kJ/kg)
CO2			8,6192	44,01	3,8016	0,1685194	-393.500,0	-1.506,757	39,361	5,995
N2			3,7334	28	1,0476	0,0464402	0,0	0,000	29,235	1,929
CH4			74,244	16,04	11,9347	0,5290507	-74.870,0	-2.469,453	37,456	49,143
C2H6			3,1782	30,07	0,9578	0,0424567	-84.000,0	-118,602	58,076	3,262
C3H8			1,4437	44,09	0,6379	0,028278	-104.700,0	-67,151	82,961	2,117
C4H10			0,9804	58,12	0,5711	0,025314	-125.600,0	-54,705	112,07	1,942
C5H12			0,6954	72,14	0,5028	0,0222865	-146.800,0	-45,352	139,33	1,712
C6H14			0,8857	86,07	0,7640	0,0338665	-198.100,0	-77,948	209,61	3,281
C7H16			0,4292	100,09	0,4305	0,0190846	-223.800,0	-42,673	240,77	1,826
C8H18			0,058	114,12	0,0663	0,0029405	-249.700,0	-6,434	271,86	0,279
C9H20			0,0068	128,14	0,0087	0,0003871	-274.800,0	-0,830	302,86	0,036
C10+			0,0031	142,22	0,0044	0,0001959	-301.000,0	-0,415	333,94	0,018
C6H6 (Benzena)			0,2097	78,12	0,1642	0,0072777	49.000,0	4,565	143,09	0,530
C7H8 (Toluene)			0,2097	92,15	0,1937	0,0085847	13.100,0	1,220	169,06	0,626
C8H10 (Xylene)			0,2097	106,18	0,2231	0,0098917	-24.100,0	-2,245	147,1	0,545
H2S			0,61614	34,08	0,2104	0,0093285	-20.600,0	-5,639	35,295	0,384
CH4S (Methyl Mercaptan)			0,067782	48,11	0,0327	0,0014487	-22.800,0	-0,687	72,82	0,087
C2H6S (ethyl mercaptan)			0,27521	62,14	0,1714	0,0075974	-46.150,0	-5,642	95,47	0,464
C3H8S (2-propyl mercaptan)			0,21912	76,17	0,1673	0,0074148	-106.600,0	-10,377	145,35	0,563
COS (Carbonyl Sulfide)			0,0019	60,07	0,0011	5,07E-05	-138.410,0	-0,117	44,356	0,001
H2O			3,6957	18,02	0,6674	0,0295858	-285.830,0	-469,284	75,428	4,926
JUMLAH			99,782		22,5588	1		-4.878,525		79,667
Q rate input unit 3 (kJ/kg)			-5.836.775,682		Q rate (kJ/jam)		-5.933.673,404		Q rate (kJ/jam)	
									96.897,722	

Tabel E3. Perhitungan entalpi pembentukan dari Flue Gas Data Desain Unit 1 (*Acid Gas From BSRU*)

Komponen Produk dengan EA 0%	koefisien mol	M (kg/kmol)	mass	%mass	Mi (kg/kmol)	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)
CO2	0,95798	44,01	42,1607	0,95893	40,54645	-393.500,0	-8.573,900
H2O	0,04994	18,02	0,8999188	0,02047	0,86546	-241.820,0	-274,674
SO2	0,00036	64,06	0,0230616	0,00052	0,02218	-296.810,0	-2,430
N2	0,031532	28	0,8829072	0,02008	0,84910	0,0	0,000
O2	0	32	0	0,00000	0,00000	0,0	0,000
JUMLAH	1,0398124		43,966587		42,283		-8.851,005
Q rate (kJ/jam)						-384.129.324,978	

Tabel E4. Perhitungan entalpi pembentukan dari Flue Gas Data Desain Unit 3 (*Acid Gas From GSU*)

Komponen Produk dengan EA 0%	koefisien mol	M (kg/kmol)	mass	%mass	Mi (kg/kmol)	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)
CO2	1,15505262	44,01	50,83387	0,16946	4,74123	-393.500,0	-1.515,127
H2O	1,91795314	18,02	34,56152	0,11521	3,22352	-241.820,0	-1.546,083
SO2	0,01180152	64,06	0,756005	0,00252	0,07051	-296.810,0	-11,677
N2	7,63686067	28	213,8321	0,71281	19,94392	0,0	0,000
O2	0	32	0	0,00000	0,00000	0,0	0,000
JUMLAH	10,72166795		299,9835		27,979		-3.072,887
Q rate (kJ/jam)						-37.272.193,824	

Tabel E5. Perhitungan Data Desain perubahan entalpi dan heat rate dari input Unit 4 (Vent Gas From DHU Still Column)

P	7,01	psig	Flowrate		0,2382	MMSCFD			
	1,477	atm			280,402	m3/jam			
	149.657,025	Pa	density	0,874	kg/m3				
T	283,97	F	mass rate	244,944	kg/jam				
	139,983	C	ΔT	114,983	K				
	413,133	K							
Tref	25 C	298,15 K							
Pref	1 atm								
Komponen		%mol	M (kg/kmol)	Mi (kg/kmol)	%mass	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)	cp (kJ/kmolK)	delta h (kJ/kg)
N2		0,8055	28	0,2256	0,0112504	0,0	0,000	29,312	1,354
CH4		8,7093	16,04	1,3971	0,0696836	-74,870,0	-325,262	41,413	20,687
C2H6		0,4608	30,07	0,1386	0,0069118	-84,000,0	-19,308	67,409	1,782
C3H8		0,2378	44,09	0,1049	0,0052299	-104,700,0	-12,419	97,015	1,323
C4H10		0,0778	58,12	0,0452	0,0022555	-125,600,0	-4,874	128,99	0,576
C5H12		0,0301	72,14	0,0217	0,0010831	-146,800,0	-2,204	158,32	0,273
C6H14		0,0182	86,07	0,0157	0,0007814	-167,100,0	-1,517	189,45	0,198
C7H16		0,0096	100,09	0,0096	0,0004793	-187,800,0	-0,899	221,34	0,122
C8H18		0,0025	114,12	0,0029	0,0001423	-249,700,0	-0,311	310,34	0,044
C9H20		0,0003	128,14	0,0004	1,918E-05	-274,800,0	-0,041	344,22	0,006
C10+		0,0008	142,22	0,0011	5,675E-05	-301,000,0	-0,120	378,85	0,017
C6H6 (Benzena)		0,860033	78,12	0,6719	0,0335135	82,900,0	35,564	117,59	5,800
C7H8 (Toluene)		0,860033	92,15	0,7926	0,0395324	50,100,0	21,493	148,02	7,301
C8H10 (Xylene)		0,860033	106,18	0,9133	0,0455513	-24,100,0	-10,339	147,1	7,256
C6H14S2 (propyl disulfide)		0,0019	150,32	0,0029	0,0001425	-142,500,0	-0,135	262,46	0,029
CH4S (Methyl Mercaptan)		0,000182	48,11	0,0001	4,366E-06	-22,800,0	-0,002	72,82	0,001
C2H6S (ethyl mercaptan)		0,00169	62,14	0,0011	5,24E-05	-46,150,0	-0,039	95,47	0,009
C3H8S (2-propyl mercaptan)		0,019076	76,17	0,0145	0,0007248	-76,940,0	-0,732	131,37	0,144
COS (Carbonyl Sulfide)		0,0112	60,07	0,0067	0,0003356	-138,410,0	-0,773	46,608	0,030
H2O		87,0258	18,02	15,6832	0,7822499	-241,820,0	-10,497430	36,731	183,340
JUMLAH		99,993		20,0488	1		-10,819,350		230,293
Q rate input unit 4 (kJ/kg)			-2.593.729,247		Q rate (kJ/jam)		-2.650.138,114	Q rate (kJ/jam)	56.408,867

Tabel E6. Perhitungan Data Desain perubahan entalpi dan *heat rate* dari input Unit 5
(*Vent Air From BSRU Bioreactor*)

P	5		Flowrate		MMSCFD	
	1,34	psig			4,4015	m3/jam
T	135,775,500	Pa	density		1,377	kg/m3
	181,2	F	mass rate		7,135,165	kg/jam
Tref	82,889	C	ΔT		57,889	K
	356,039	K				
Pref	25 C	298,15 K				
	1 atm					
Komponen						
Komponen		%mol	M (kg/kmol)	Mi (kg/kmol)	%mass	hf (kJ/kmol)
CO2		13,8109	44,01	6,0774	0,202426	-393,500,0
N2		65,9507	28	18,4638	0,614994	0,0
O2		12,9092	32	4,1304	0,137576	0,0
CH4		0,0181	16,04	0,0029	9,67E-05	-74,870,0
C6H6 (Benzena)		0,0077	78,12	0,0060	0,0002	49,000,0
C7H8 (Toluene)		0,0077	92,15	0,0071	0,000236	13,100,0
C8H10 (Xylene)		0,0077	106,18	0,0082	0,000272	-24,100,0
C2H6S2 (dimethyl disulfide)		0,006	94,2	0,0057	0,000188	-62,300,0
H2S		0,000101	34,08	0,0005	1,14E-06	-20,600,0
C2H6S (ethyl mercaptan)		0,008049	62,14	0,0050	0,000167	-46,150,0
C3H8S (2-propyl mercaptan)		0,005027	76,17	0,0038	0,000128	-76,940,0
COS (Carbonyl Sulfide)		0,001	60,07	0,0006	2E-05	-138,410,0
H2O		7,2807	18,02	1,3118	0,043694	-285,830,0
JUMLAH		100,013		30,0227	1	-2,503,768
Q rate input unit 5 (kJ/kg)		-17,394,457,983		Q rate (kJ/jam)		-17,864,801,285
						Q rate (kJ/jam)
						65,919
						470.343,303

Tabel E7. Perhitungan entalpi pembentukan dari Flue Gas Data Desain Unit 4 (*Vent Gas From DHU Still Column*)

Komponen Produk dengan EA 0%	koefisien mol	M (kg/kmol)	mass	%mass	Mi (kg/kmol)	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)
CO2	0,291571907	44,01	12,83208	0,15768	4,06105	-393.500,0	-1.409,870
H2O	1,180015391	18,02	21,26388	0,26130	6,72951	-241.820,0	-3.506,458
SO2	0,000359483	64,06	0,023029	0,00028	0,00729	-296.810,0	-1,311
N2	1,687850	28	47,25981	0,58074	14,95660	0,0	0,000
O2	0	32	0	0,00000	0,00000	0,0	0,000
JUMLAH	3,159797146		81,3788		25,754		-4.917,639
Q rate (kJ/jam)						-4.906.158,307	

Tabel E8. Perhitungan entalpi pembentukan dari Flue Gas Data Desain Unit 5 (*Vent Air From BSRU Bioreactor*)

Komponen Produk dengan EA 0%	koefisien mol	M (kg/kmol)	mass	%mass	Mi (kg/kmol)	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)
CO2	0,14034878	44,01	6,17675	0,48336	15,34882	-393.500,0	-4.321,836
H2O	0,07471654	18,02	1,346392	0,10536	3,34570	-241.820,0	-1.413,917
SO2	0,00026176	64,06	0,016768	0,00131	0,04167	-296.810,0	-6,080
N2	0,18709801	28	5,238744	0,40996	13,01794	0,0	0,000
O2	0	32	0	0,00000	0,00000	0,0	0,000
JUMLAH	0,40242509		12,77865		31,754		-5.741,832
Q rate (kJ/jam)						-40.968.923,768	

Tabel E9. Perhitungan Data Desain perubahan entalpi dan *heat rate* dari input Unit 6
(Flash Gas From AGRU)

P	5		Flowrate		MMSCFD				
	1,34	atm			0,0038	m3/jam			
	135,775,500	Pa	density		4,473	kg/m3			
T	85,9	F	mass rate		1,176	kg/jam			
	29,944	C	ΔT		5,262	K			
	303,094	K			4,944				
Tref	25 C	298,15 K							
Pref	1 atm								
Komponen		%mol	M (kg/kmol)	Mi (kg/kmol)	%mass	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)	cp (kJ/kmolK)	delta h (kJ/kg)
CO2		5,2605	44,01	2,3151	0,1060396	-393.500,0	-948,116	37,753	0,450
N2		2,6303	28	0,7365	0,0337329	0,0	0,000	29,188	0,174
CH4		81,5782	16,04	13,0851	0,5993332	-74.870,0	-2.797,511	36,016	6,653
C2H6		2,6303	30,07	0,7909	0,0362267	-84.000,0	-101,199	53,562	0,319
CH4S (Methyl Mercaptan)		2,63026	48,11	1,2654	0,0579594	-22.800,0	-27,468	72,82	0,434
C2H6S (ethyl mercaptan)		2,63026	62,14	1,6344	0,0748617	-73.680,0	-88,764	118	0,703
C3H8S (2-propyl mercaptan)		2,63026	76,17	2,0035	0,091764	-106.600,0	-128,424	145,35	0,866
H2O		0,01	18,02	0,0018	8,254E-05	-285.830,0	-1,309	75,299	0,002
JUMLAH		100,000		21,8328	1		-4.092,791		9,600
Q rate input unit 6 (kJ/kg)		-21.486,533		Q rate (kJ/jam)		-21.537,049		Q rate (kJ/jam)	50,517

Tabel E10. Perhitungan Data Desain perubahan entalpi dan heat rate dari input Unit 7
(LP Fuel Gas)

P	5		Flowrate	2,53		MMSCFD			
	1,34	atm		2.978,240	m3/jam				
	T	135,775,500		density	0,935		kg/m3		
		106,4		mass rate	2.785,530		kg/jam		
41,333		ΔT	16,333		K				
Tref	314,483								
	25 C		298,15 K						
Pref	1 atm								
Komponen									
		%mol	M (kg/kmol)	Mi (kg/kmol)	%mass	hf (kJ/kmol)	Jumlah hf (kJ/kg)	cp (kJ/kmolK)	delta h (kJ/kg)
	N2	4,6011	28	1,2883	0,07153006	0,0	0,000	29,189	1,218
	CH4	89,6796	16,04	14,3847	0,79866912	-74,870,0	-3,727,952	36,46	29,651
	C2H6	3,3901	30,07	1,0194	0,05659979	-84,000,0	-158,110	54,919	1,688
	C3H8	1,222	44,09	0,5388	0,02991439	-104,700,0	-71,037	77,819	0,862
	C4H10	0,5679	58,12	0,3301	0,01832594	-125,600,0	-39,603	105,04	0,541
	C5H12	0,2232	72,14	0,1610	0,00894003	-173,300,0	-21,476	172,69	0,350
	C6H14	0,1251	86,07	0,1077	0,0059783	-198,100,0	-13,760	200,17	0,227
	C7H16	0,0689	100,09	0,0690	0,00382894	-223,800,0	-8,561	230,89	0,144
	C8H18	0,0211	114,12	0,0241	0,00133694	-249,700,0	-2,925	261,24	0,050
	C9H20	0,0028	128,14	0,0036	0,00019921	-274,800,0	-0,427	290,99	0,007
	C10+	0,0086	142,22	0,0122	0,00067909	-301,000,0	-1,437	320,76	0,025
	C6H6 (Benzena)	0,0251	78,12	0,0196	0,00108869	49,000,0	0,683	136,43	0,031
	C7H8 (Toluene)	0,0251	92,15	0,0231	0,00128422	13,100,0	0,183	161,65	0,037
	C8H10 (Xylene)	0,0251	106,18	0,0267	0,00147974	-24,100,0	-0,336	147,1	0,033
	CH4S (Methyl Mercaptan)	9,33E-06	48,11	0,0000	2,4922E-07	-22,800,0	0,000	72,82	0,000
	C2H6S (ethyl mercaptan)	6,39E-05	62,14	0,0000	2,2047E-06	-73,680,0	-0,003	118	0,000
	COS (Carbonyl Sulfide)	0,0003	60,07	0,0002	1,0006E-05	-138,410,0	-0,023	43,001	0,000
	H2O	0,0133	18,02	0,0024	0,00013307	-285,830,0	-2,111	75,294	0,009
	JUMLAH	99,999		18,0108	1		-4,046,898		34,875
Q rate input unit 7 (kJ/kg)		-11.175.608,552		Q rate (kJ/jam)		-11.272.753,603		Q rate (kJ/jam)	97.145,052

Tabel E11. Perhitungan entalpi pembentukan dari Flue Gas Data Desain Unit 6 (*Flash Gas From AGRU*)

Komponen Produk dengan EA 0%	koefisien mol	M (kg/kmol)	mass	%mass	Mi (kg/kmol)	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)
CO2	1,0788086	44,01	47,47837	0,15455	4,33701	-393.500,0	-1.381,843
H2O	1,9472964	18,02	35,09028	0,11422	3,20539	-241.820,0	-1.532,830
SO2	0,0789078	64,06	5,054834	0,01645	0,46174	-296.810,0	-76,237
N2	7,842251	28	219,583	0,71477	20,05826	0,0	0,000
O2	0	32	0	0,00000	0,00000	0,0	0,000
JUMLAH	10,9477639		307,2065		28,062		-2.990,910
Q rate (kJ/jam)						-222.376,222	

Tabel E12. Perhitungan entalpi pembentukan dari Flue Gas Data Desain Unit 7 (*LP Fuel Gas*)

Komponen Produk dengan EA 0%	koefisien mol	M (kg/kmol)	mass	%mass	Mi (kg/kmol)	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)
CO2	1,055538371	44,01	46,45424	0,15452	4,28195	-393.500,0	-1.381,555
H2O	2,006503104	18,02	36,15719	0,12027	3,33281	-241.820,0	-1.613,918
SO2	3,7323E-06	64,06	0,000239	0,00000	0,00002	-296.810,0	-0,004
N2	7,786819	28	218,0309	0,72522	20,09712	0,0	0,000
O2	0	32	0	0,00000	0,00000	0,0	0,000
JUMLAH	10,84886467		300,6426		27,712		-2.995,477
Q rate (kJ/jam)						-139.865.431,612	

Tabel E13. Perhitungan Data Desain perubahan entalpi dan *heat rate* dari *input* Unit 8
(*Vent Gas From CTU*)

P	7	psig	Flowrate	0,11	MMSCFD				
	1,476	atm	129,489	m3/jam					
	149,555,700	Pa	1,589	kg/m3					
	124	F	mass rate	205,699	kg/jam				
T	51,111	C	ΔT	26,111	K				
	324,261	K							
Tref	25 C	298,15 K							
Pref	1 atm								
Komponen									
		%mol	M (kg/kmol)	Mi (kg/kmol)	%mass	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)	cp (kJ/kmol K)	delta h (kJ/kg)
	N2	84,8822	28	23,7671	0,82999069	0,0	0,000	29,198	22,599
	O2	11,2031	32	3,5850	0,12519493	0,0	0,000	29,582	3,022
	CH4	0,1635	16,04	0,0262	0,00091584	-74,870,0	-4,275	36,878	0,055
	C2H6	0,0233	30,07	0,0070	0,00024467	-84,000,0	-0,683	56,15	0,012
	C3H8	0,0185	44,09	0,0082	0,00028485	-104,700,0	-0,676	79,779	0,013
	C4H10	0,0134	58,12	0,0078	0,00027197	-125,600,0	-0,588	107,52	0,013
	C5H12	0,0055	72,14	0,0040	0,00013856	-146,800,0	-0,282	133	0,007
	C6H14	0,0051	86,07	0,0044	0,00015329	-198,100,0	-0,353	204,02	0,009
	C7H16	0,0332	100,09	0,0332	0,000116045	-223,800,0	-2,595	234,92	0,071
	C8H18	0,0192	114,12	0,0219	0,00076518	-249,700,0	-1,674	265,58	0,046
	C9H20	0,0024	128,14	0,0031	0,0001074	-274,800,0	-0,230	295,87	0,006
	C10+	0,1635	142,22	0,2325	0,00812039	-301,000,0	-17,186	326,19	0,486
	C6H6 (Benzena)	0,002633	78,12	0,0021	7,184E-05	49,000,0	0,045	139,11	0,003
	C7H8 (Toluene)	0,002633	92,15	0,0024	8,4742E-05	13,100,0	0,012	164,69	0,004
	C8H10 (Xylene)	0,002633	106,18	0,0028	9,7644E-05	-24,100,0	-0,022	147,1	0,004
	C2H6S2 (dimethyl disulfide)	0,2453	94,2	0,2311	0,00806951	-62,300,0	-5,337	146,11	0,327
	C4H10S2 (diethyl disulfide)	0,0818	122,26	0,1000	0,0034925	-119,900,0	-3,425	204,01	0,152
	C6H14S2 (propyl disulfide)	0,0244	150,32	0,0367	0,00128087	-142,500,0	-1,214	262,46	0,058
	H2O	3,1074	18,02	0,5600	0,01955467	-285,830,0	-310,173	75,332	2,135
JUMLAH		100,000		28,6354	1		-348,657		29,024
Q rate input unit 8 (kJ/kg)		-65.748,285		Q rate (kJ/jam)		-71.718,474		Q rate (kJ/jam)	
								5,970,189	

Tabel E14. Perhitungan Data Desain perubahan entalpi dan *heat rate* dari *input* Unit 9
(*Vent Gas From WAO*)

P	5		psig	Flowrate		0,0725	MMSCFD	
	1,34		atm			85,345	m3/jam	
T	135,775,500		Pa	density		1,365	kg/m3	
	138,6		F	mass rate		116,482	kg/jam	
	59,222		C	ΔT		34,222	K	
Tref	332,372		K					
	25 C		298,15 K					
Pref	1 atm							
Komponen	%mol	M (kg/kmol)	Mi (kg/kmol)	%mass	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)	cp (kJ/kmolK)	delta h (kJ/kg)
	CO2	0,126	44,01	0,00557	0,0020067	-393.500,0	38,936	0,061
	N2	90,8654	28	25,5752	0,9207146	0,0	29,196	32,855
	O2	4,3306	32	1,3930	0,0501495	0,0	29,624	1,589
	H2O	4,1573	18,02	0,7531	0,0271103	-285.830,0	75,386	3,881
	SO2	0,0004	64,06	0,0003	9,273E-06	-296.810,0	42,633	0,000
	N2O (Nitrous Oxide)	0,0006	44	0,0003	9,554E-06	82.050,0	40,333	0,000
	JUMLAH	99,480		27,7776	1	-447,987		38,386
	Q rate input unit 9 (kJ/kg)	-47.711,093		Q rate (kJ/jam)		-52.182,358		Q rate (kJ/jam)
								4.471,265

Tabel E15. Perhitungan entalpi pembentukan dari Flue Gas Data Desain Unit 8 (*Vent Gas From CTU*)

Komponen Produk dengan EA 0%	koefisien mol	M (kg/kmol)	mass	%mass	Mi (kg/kmol)	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)
CO2	0,034394	44,01	1,51368	0,06932	1,94755	-393.500,0	-619,813
H2O	0,073222	18,02	1,31946	0,06043	1,69766	-241.820,0	-810,900
SO2	0,00703	64,06	0,450342	0,02062	0,57942	-296.810,0	-95,558
N2	0,66257792	28	18,55218	0,84963	23,86980	0,0	0,000
O2	0	32	0	0,00000	0,00000	0,0	0,000
JUMLAH	0,77722392		21,83566		28,094		-1.526,272
Q rate (kJ/jam)					-313.953,057		

Tabel E16. Perhitungan entalpi pembentukan dari Flue Gas Data Desain Unit 9 (*Vent Gas From WAO*)

Komponen Produk dengan EA 0%	koefisien mol	M (kg/kmol)	mass	%mass	Mi (kg/kmol)	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)
CO2	0,00126	44,01	0,055453	0,00256	0,07031	-393.500,0	-22,861
H2O	0,041573	18,02	0,749145	0,03454	0,94990	-241.820,0	-463,542
SO2	0,000004	64,06	0,000256	0,00001	0,00032	-296.810,0	-0,055
N2	0,74581816	28	20,88291	0,96289	26,47914	0,0	0,000
O2	0	32	0	0,00000	0,00000	0,0	0,000
JUMLAH	0,78865516		21,68776		27,500		-486,458
Q rate (kJ/jam)					-56.663,542		

Tabel E17. Hasil Perhitungan Berat Molekuler dan %mass Hidrokarbon Masing-Masing Unit Pada Data Desain

Komponen	Mi hidrokarbon (kg/kmol)							
	Unit 1	Unit 3	Unit 4	Unit 5	Unit 6	Unit 7	Unit 8	Unit 9
CH4	11,075	14,222	11,487	4,730	14,208	15,081	3,250	0,000
C2H6	1,193	1,141	1,139	0,000	0,859	1,069	0,868	0,000
C3H8	0,700	0,760	0,862	0,000	0,000	0,565	1,011	0,000
C4H10	0,461	0,681	0,372	0,000	0,000	0,346	0,965	0,000
C5H12	0,000	0,599	0,179	0,000	0,000	0,169	0,492	0,000
C6H14	0,342	0,910	0,129	0,000	0,000	0,113	0,544	0,000
C7H16	0,000	0,513	0,079	0,000	0,000	0,072	4,118	0,000
C8H18	0,000	0,079	0,023	0,000	0,000	0,025	2,715	0,000
C9H20	0,000	0,010	0,003	0,000	0,000	0,004	0,381	0,000
C10+	0,564	0,005	0,009	0,000	0,000	0,013	28,814	0,000
C6H6	2,997	0,196	5,525	9,801	0,000	0,021	0,255	0,000
C7H8	3,535	0,231	6,517	11,561	0,000	0,024	0,301	0,000
C8H10	4,073	0,266	7,509	13,321	0,000	0,028	0,346	0,000
C2H6S2 (dimethyl disulfide)	1,869	0,000	0,000	9,209	0,000	0,000	28,634	0,000
C4H10S2 (diethyl disulfide)	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	12,393	0,000
C6H14S2 (propyl disulfide)	0,000	0,000	0,023	0,000	0,000	0,000	4,545	0,000
H2S	0,676	0,251	0,000	0,056	0,000	0,000	0,000	0,000
CH4S (Methyl Mercaptan)	0,000	0,039	0,001	0,000	1,374	0,000	0,000	0,000
C2H6S (ethyl mercaptan)	2,712	0,204	0,009	8,149	1,775	0,000	0,000	0,000
C3H8S (2-propyl mercaptan)	1,511	0,199	0,119	6,239	2,175	0,000	0,000	0,000
COS (Carbonyl Sulfide)	1,192	0,001	0,055	0,979	0,000	0,000	0,000	0,000
N2O (Nitrous Oxide)	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	44,000
Jumlah	32,901	20,308	34,040	64,043	20,390	17,529	89,631	44,000

Tabel E17. *(lanjutan)*

Komponen	%mass kandungan hidrokarbon terhadap seluruh komponen							
	Unit 1	Unit 3	Unit 4	Unit 5	Unit 6	Unit 7	Unit 8	Unit 9
CH ₄	0,00065	0,52905	0,06968	0,00010	0,59933	0,79867	0,00092	0,0
C ₂ H ₆	0,00007	0,04246	0,00691	0,00000	0,03623	0,05660	0,00024	0,0
C ₃ H ₈	0,00004	0,02828	0,00523	0,00000	0,00000	0,02991	0,00028	0,0
C ₄ H ₁₀	0,00003	0,02531	0,00226	0,00000	0,00000	0,01833	0,00027	0,0
C ₅ H ₁₂	0,00000	0,02229	0,00108	0,00000	0,00000	0,00894	0,00014	0,0
C ₆ H ₁₄	0,00002	0,03387	0,00078	0,00000	0,00000	0,00598	0,00015	0,0
C ₇ H ₁₆	0,00000	0,01908	0,00048	0,00000	0,00000	0,00383	0,00116	0,0
C ₈ H ₁₈	0,00000	0,00294	0,00014	0,00000	0,00000	0,00134	0,00077	0,0
C ₉ H ₂₀	0,00000	0,00039	0,00002	0,00000	0,00000	0,00020	0,00011	0,0
C ₁₀ +	0,00003	0,00020	0,00006	0,00000	0,00000	0,00068	0,00812	0,0
C ₆ H ₆	0,00018	0,00728	0,03351	0,00020	0,00000	0,00109	0,00007	0,0
C ₇ H ₈	0,00021	0,00858	0,03953	0,00024	0,00000	0,00128	0,00008	0,0
C ₈ H ₁₀	0,00024	0,00989	0,04555	0,00027	0,00000	0,00148	0,00010	0,0
C ₂ H ₆ S ₂ (dimethyl disulfide)	0,00011	0,00000	0,00000	0,00019	0,00000	0,00000	0,00807	0,0
C ₄ H ₁₀ S ₂ (diethyl disulfide)	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00349	0,0
C ₆ H ₁₄ S ₂ (propyl disulfide)	0,00000	0,00000	0,00014	0,00000	0,00000	0,00000	0,00128	0,0
H ₂ S	0,00004	0,00933	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,0
CH ₄ S (Methyl Mercaptan)	0,00000	0,00145	0,00000	0,00000	0,05796	0,00000	0,00000	0,0
C ₂ H ₆ S (ethyl mercaptan)	0,00016	0,00760	0,00005	0,00017	0,07486	0,00000	0,00000	0,0
C ₃ H ₈ S (2-propyl mercaptan)	0,00009	0,00741	0,00072	0,00013	0,09176	0,00000	0,00000	0,0
COS (Carbonyl Sulfide)	0,00007	0,00005	0,00034	0,00002	0,00000	0,00001	0,00000	0,0
N ₂ O (Nitrous Oxide)	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00001
Jumlah	0,00194	0,75545	0,20650	0,00131	0,86014	0,92834	0,02526	0,00001

Tabel E18. Hasil Perhitungan Kebutuhan Udara Pada Data Desain

	Unit 1	Unit 3	Unit 4	Unit 5	Unit 6	Unit 7	Unit 8	Unit 9
mol udara teori	0,039	9,621	2,127	0,000	9,895	9,800	0,000	0,000
AFR mol teori	15,564	11,490	17,486	0,000	10,743	10,274	0,000	0,000
AFR mass teori	13,705	16,390	14,882	0,000	15,264	16,979	0,000	0,000
mol udara aktual (EA15%)	0,045	11,064	2,446	0,000	11,379	11,269	0,000	0,000
AFR mol aktual (EA15%)	17,899	13,213	20,109	0,000	12,355	11,815	0,000	0,000
AFR mass aktual (EA15%)	15,761	18,848	17,114	0,000	17,554	19,526	0,000	0,000
mass rate BB+HK (kg/jam)	81,832	918,848	50,581	9,341	4,526	2,585,910	5,196	0,001
density udara (kg/m3)	1,139	1,139	1,139	1,139	1,139	1,139	1,139	1,139
m rate udara Teori (kg/jam)	1.121,488	15.059,857	752,721	0,000	69,088	43.906,677	0,000	0,000
Vol rate udara Teori (m3/jam)	984,625	13.221,999	660,861	0,000	60,657	38.548,443	0,000	0,000
m rate udara aktual (EA15%) (kg/jam)	1.289,712	17.318,835	865,629	0,000	79,452	50.492,679	0,000	0,000
Vol rate udara aktual (EA15%) (m3/jam)	1.132,319	15.205,299	759,991	0,000	69,756	44.330,710	0,000	0,000
m rate flue teori (kg/jam)	43.399,516	16.276,141	997,665	7.135,165	74,351	46.692,207	205,699	116,482
m rate flue aktual (EA15%) (kg/jam)	43.567,740	18.535,120	1.110,573	7.135,165	84,714	53.278,208	205,699	116,482

Tabel E19. Jumlah mol udara tambahan pada produk Data Desain

Komponen Udara di Produk dg EA 15%	Koefisien mol							
	Unit 1	Unit 3	Unit 4	Unit 5	Unit 6	Unit 7	Unit 8	Unit 9
N2	0,00464736	1,139929	0,2519693	0,0019465	1,172392	1,16112127	0,035249	0
O2	0,001236	0,3031726	0,0670131	0,0005177	0,311806	0,30880885	0,009375	0

Tabel E20. Perhitungan Kelebihan Udara Pada Unit 5 Data Desain

Pada Unit 5, komponen O2 sudah mencukupi, sehingga terdapat kelebihan udara (O2 + 3,76N2)	
%mol pemakaian O2 EA 0%	0,00345131
%mol O2 sisa EA 15%	0,1251230
%mol udara sisa EA 15%	0,5955854
%mass udara sisa EA 15%	0,57212913
mass rate udara sisa EA 15%	kg/jam

Tabel E21. Perhitungan Kelebihan Udara Pada Unit 8 Data Desain

Pada Unit 8, komponen O2 sudah mencukupi, sehingga terdapat kelebihan udara (O2 + 3,76N2)	
%mol pemakaian O2	0,062498
%mol O2 sisa	0,0401583
%mol udara sisa	0,1911535
%mass udara sisa	0,192521771
mass rate udara sisa	kg/jam

Tabel P22. Perhitungan Kelebihan Udara Pada Unit 9 Data Desain

Pada Unit 9, komponen O ₂ sudah mencukupi, sehingga terdapat kelebihan udara		
%mol pemakaian O ₂	0	
%mol O ₂ sisa	0,0433090	
%mol udara sisa	0,2061508	
%mass udara sisa	0,214038048	
mass rate udara sisa	24,932	kg/jam

Tabel P23. Perhitungan Jumlah Udara Pada Unit 3 Data Desain

Udara aktual dikurangi suplai udara dari unit lain		
mol udara unit lain	0,99288979	
m udara teori minus unit lain	10.913,088	kg/jam
m udara aktual minus unit lain	13.172,066	kg/jam
Vol udara minus unit lain	11.564,589	m ³ /jam
m rate flue gas aktual	14.388,351	kg/jam
m rate flue gas teori	12.129,372	kg/jam

Tabel E24. Perhitungan Data Operasional perubahan entalpi dan *heat rate* dari *input* Unit 1 (*Acid Gas From BSRU*)

P	7,000	psig	Flowrate	11,8	MMSCFD					
	1,476	atm		13.890,606	m3/jam					
	149,588,299	Pa	density	2,533	kg/m3					
	104	F	mass rate	35,191,019	kg/jam					
T	40	C	ΔT	15	K					
	313,15	K								
Tref	25 C		298,15 K							
Pref	1 atm									
Komponen										
	CO2	96,7498	%mol	M (kg/kmol)	Mi (kg/kmol)	%mass	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)	cp (kJ/kmolK)	delta h (kJ/kg)
	N2	0,1891		28	0,0529	0,96566484	-393.500,0	-8.634,154	38,15	12,556
	Methane (CH4)	0,9382		16,04	0,1505	0,00120081	0,0	0,000	29,195	0,019
	Ethane (C2H6)	0,0513		30,07	0,0154	0,00341291	-74.870,0	-15,930	36,457	0,116
	Propanes (C3H8)	0,3792		44,09	0,1672	0,0034985	-84.000,0	-0,977	54,924	0,010
	Butanes (C4H10)	0,0053		58,12	0,0031	0,0037917	-104.700,0	-9,004	77,864	0,100
						6,986E-05	-125.600,0	-0,151	105,24	0,002
	Heptane (C7H16)	0,006		100,09	0,0060	0,0001362	-223.800,0	-0,305	230,75	0,005
	Octane (C8H18)	0,1371		114,12	0,1565	0,00354833	-249.700,0	-7,764	261,09	0,122
	Nonane (C9H20)	0,0032		128,14	0,0041	9,2995E-05	-274.800,0	-0,199	290,82	0,003
	Decane (C10H22)	0,0006		142,22	0,0009	1,9352E-05	-301.000,0	-0,041	320,57	0,001
	M-C Pentane (C6H12)	0,0024		84,42	0,0020	4,595E-05	-137.700,0	-0,075	157,66	0,001
	Cyclohexane (C6H12)	0,0016		84,42	0,0014	3,0633E-05	-157.700,0	-0,057	161,85	0,001
	M-C Hexane (C7H14)	0,3431		98,49	0,3379	0,00766369	-190.200,0	-14,800	184,38	0,215
	H2S	0,7359		34,08	0,2508	0,00568779	-20.600,0	-3,438	34,85	0,087
	Benzene (C6H6)	0,429		78,12	0,3351	0,00760054	49.000,0	4,767	136,34	0,199
	IPBZ, NPBZ, 124TB (C9H12)	0,0032		120,57	0,0039	8,7501E-05	-38.400,0	-0,028	214,72	0,002
	Toluene (C7H8)	0,0008		92,15	0,0007	1,6719E-05	13.100,0	0,002	161,54	0,000
	Xylene (C8H10)	0,0241		106,18	0,0256	0,00058034	-24.100,0	-0,132	147,1	0,012
	JUMIAH	100,000			44,0936	1		-8.682,285		13,452
	Q rate input unit 1 (kJ/kg)						-305.538.470,838		Q rate (kJ/jam)	473.392,010

Tabel E25. Perhitungan Data Operasional perubahan entalpi dan *heat rate* dari *input*
Unit 3 (*Acid Gas From GSU*)

P	134,520	psig	Flowrate		0,00469	MMSCFD					
	10,153	atm			5,521	m3/jam					
	1.028.807,712	Pa	density		10,857	kg/m3					
T	91,58	F	mass rate		59,942	kg/jam					
	33,1	C	ΔT		8,1	K					
	306,25	K									
Tref	25 C		298,15 K								
Pref	1 atm										
Komponen			%mol	M (kg/kmol)	Mi (kg/kmol)	%mass	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)	cp (kJ/kmolK)	delta h (kJ/kg)	
CO2			8,6192	44,01	3,7933	0,1411732	-393.500,0	-1.262,251	40,64	1,056	
N2			3,7334	28	1,0454	0,0389042	0,0	0,000	29,573	0,333	
Methane (CH4)			74,244	16,04	11,9088	0,4431999	-74.870,0	-2.068,727	36,937	8,267	
Ethane (C2H6)			3,1782	30,07	0,9557	0,0355671	-84.000,0	-99,356	57,751	0,553	
Propanes (C3H8)			1,4437	44,09	0,6365	0,0236892	-104.700,0	-56,255	89,866	0,391	
Butanes (C4H10)			0,9804	58,12	0,5698	0,0212062	-148.000,0	-54,001	144,22	0,426	
Pentane (C5H12)			0,6954	72,14	0,5017	0,01867	-173.300,0	-44,850	169,49	0,355	
Hexane (C6H14)			0,8857	86,07	0,7623	0,0283708	-198.100,0	-65,299	196,8	0,525	
Heptane (C7H16)			0,4292	100,09	0,4296	0,0159876	-223.800,0	-35,748	227,43	0,294	
Octane (C8H18)			0,058	114,12	0,0662	0,0024633	-249.700,0	-5,390	257,54	0,045	
Nonane (C9H20)			0,0068	128,14	0,0087	0,0003243	-274.800,0	-0,695	286,83	0,006	
Decane (C10H22)			0,0031	142,22	0,0044	0,0001641	-301.000,0	-0,347	321,58	0,003	
H2S			0,6161	34,08	0,2100	0,0078142	-20.600,0	-4,723	39,2	0,073	
Benzene (C6H6)			0,2097	78,12	0,1638	0,0060967	49.000,0	3,824	134,31	0,085	
IPBZ, NPBZ, 124TB (C9H12)			4,477	120,57	5,3980	0,2008909	-38.400,0	-63,981	214,72	2,898	
Toluene (C7H8)			0,2097	92,15	0,1932	0,0071916	13.100,0	1,022	159,05	0,101	
Xylene (C8H10)			0,2097	106,18	0,2227	0,0082866	-24.100,0	-1,881	147,1	0,093	
JUMLAH			99,999		26,8701	1		-3.758,657		15,504	
Q rate input unit 3 (kJ/kg)			-224.371,066			Q rate (kJ/jam)		-225.300,421		Q rate (kJ/jam)	929,356

Tabel E26. Perhitungan entalpi pembentukan dari Flue Gas Data Opearasional Unit 1
(*Acid Gas From BSRU*)

Komponen Produk dengan EA 0%	koefisien mol	M (kg/kmol)	mass	%mass	Mi (kg/kmol)	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)
C02	1,053499	44,01	46,364491	0,73107	27,48392	-393.500,0	-6.536,578
H2O	0,094856	18,02	1,7093051	0,02695	1,01324	-241.820,0	-361,683
SO2	0,007359	64,06	0,4714175	0,00743	0,27945	-296.810,0	-34,440
N2	0,53125388	28	14,875109	0,23455	8,81766	0,0	0,000
O2	0	32	0	0,00000	0,00000	0,0	0,000
JUMLAH	1,68696788		63,420322		37,594		-6.932,701
Q rate (kJ/jam)						-351.387,651,595	

Tabel E27. Perhitungan entalpi pembentukan dari Flue Gas Data Opearasional Unit 3
(*Acid Gas From GSU*)

Komponen Produk dengan EA 0%	koefisien mol	M (kg/kmol)	mass	%mass	Mi (kg/kmol)	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)
CO2	1,545208	44,01	68,0046	0,18169	5,13795	-393.500,0	-1.624,506
H2O	2,131239	18,02	38,40493	0,10261	2,90161	-241.820,0	-1.376,937
SO2	0,006161	64,06	0,394674	0,00105	0,02982	-296.810,0	-4,886
N2	9,55312884	28	267,4876	0,71465	20,20950	0,0	0,000
O2	0	32	0	0,00000	0,00000	0,0	0,000
JUMLAH	13,2357368		374,2918		28,279		-3.006,329
						Q rate (kJ/iam)	2.520.724,207

Tabel E28. Perhitungan Data Operasional perubahan entalpi dan *heat rate* dari input Unit 5 (*Vent Gas From BSRU Bioreaktor*)

P	5,000	psig	Flowrate		3,81	MMSCFD					
	1,340	atm			4.485,018	m3/jam					
	135,798,785	Pa	density		1,642	kg/m3					
T	181,2	F	mass rate		7.363,724	kg/jam					
	82,889	C	ΔT		57,889	K					
Tref	356,039	K									
Pref	1 atm	298,15 K									
Komponen		%mol	M (kg/kmol)	Mi (kg/kmol)	%mass	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)	cp (kJ/kmolK)	delta h (kJ/kg)		
CO2		48,5947	44,01	19,4097	0,5418224	-393.500,0	-4.844,515	39,86	28,408		
N2		49,4268	28	12,5603	0,3506204	0,0	0,000	29,215	21,178		
O2		10,1846	32	2,9578	0,0825678	0,0	0,000	29,784	4,449		
Methane (CH4)		1,0376	16,04	0,1510	0,0042165	-74.870,0	-19,681	38,343	0,583		
Ethane (C2H6)		0,0172	30,07	0,0047	0,000131	-84.000,0	-0,366	60,092	0,015		
Propanes (C3H8)		0,0819	44,09	0,0328	0,0009148	-104.700,0	-2,172	85,86	0,103		
Heptane (C7H16)		0,0036	100,09	0,0033	9,129E-05	-223.800,0	-0,204	248,97	0,013		
Octane (C8H18)		0,0871	114,12	0,0902	0,0025182	-249.700,0	-5,510	280,61	0,358		
Nonane (C9H20)		0,0033	128,14	0,0038	0,0001071	-274.800,0	-0,230	312,47	0,015		
Decane (C10H22)		0,0003	142,22	0,0004	1,081E-05	-301.000,0	-0,023	344,51	0,002		
M-C Pentane (C6H12)		0,0013	84,42	0,0010	2,78E-05	-137.700,0	-0,045	157,66	0,003		
Cyclohexane (C6H12)		0,0031	84,42	0,0024	6,63E-05	-157.700,0	-0,124	181,76	0,008		
M-C Hexane (C7H14)		0,3878	98,49	0,3466	0,0096765	-190.200,0	-18,687	184,38	1,049		
Benzene (C6H6)		0,3293	78,12	0,2335	0,0065173	49.000,0	4,088	148,45	0,717		
IPBZ, NPBZ, 124TB (C9H12)		0,0035	120,57	0,0038	0,0001069	-38.400,0	-0,034	214,72	0,011		
Toluene (C7H8)		0,0009	92,15	0,0008	2,101E-05	13.100,0	0,003	175,05	0,002		
Xylene (C8H10)		0,0217	106,18	0,0209	0,0005837	-24.100,0	-0,132	147,1	0,047		
JUMLAH		110,185		35,8230	1		-4.887,633		56,961		
Q rate input unit 5 (kJ/kg)		-35.571.735,067		Q rate (kJ/jam)		-35.991.183,008		Q rate (kJ/jam)		419.447,941	

Tabel E29. Perhitungan Data Operasional perubahan entalpi dan *heat rate* dari input Unit 6 (*Flash Gas From AGRU*)

P	147,220	psig	Flowrate		MMSCFD				
	11,018	atm	537,143		m3/jam				
	1.116.371,126		Pa	density	kg/m3				
T	110,49	F	mass rate	7,852	kg/jam				
	43,606	C	ΔT	18,606	K				
Tref	316,756		K						
Pref	25 C		298,15 K						
1 atm									
Komponen		%mol	M (kg/kmol)	Mi (kg/kmol)	%mass	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)	cp (kJ/kmolK)	delta h (kJ/kg)
CO2		0,34	44,01	0,1496	0,0081123	-393.500,0	-72,533	40,988	0,141
N2		0,38	28	0,1064	0,0057684	0,0	0,000	29,58	0,113
O2		0,01	32	0,0032	0,0001735	0,0	0,000	29,966	0,003
Methane (CH4)		92,55	16,04	14,8435	0,8048141	-74.870,0	-3.756,635	37,358	34,875
Ethane (C2H6)		3,33	30,07	1,0012	0,0542866	-84.000,0	-151,649	58,91	1,979
Propanes (C3H8)		1,15	44,09	0,5070	0,0274886	-104.700,0	-65,277	90,897	1,054
Butanes (C4H10)		0,34	58,12	0,1976	0,0107132	-148.000,0	-27,281	147,97	0,507
iso-Butane (C4H10)		0,25	58,12	0,1453	0,0078774	-154.190,0	-20,898	148,36	0,374
Pentane (C5H12)		0,13	72,14	0,0938	0,0050843	-173.300,0	-12,214	173,12	0,227
iso-Pentane (C5H12)		0,15	72,14	0,1082	0,0058665	-178.800,0	-14,540	170,93	0,259
Hexane (C6H14)		0,22	86,07	0,1893	0,0102657	-198.100,0	-23,628	200,76	0,446
Heptane (C7H16)		0,16	100,09	0,1601	0,0086821	-223.800,0	-19,413	231,59	0,374
Octane (C8H18)		0,15	114,12	0,1712	0,0092804	-249.700,0	-20,306	262,03	0,396
Nonane (C9H20)		0,05	128,14	0,0641	0,0034735	-274.800,0	-7,449	291,93	0,147
Decane (C10H22)		0,01	142,22	0,0142	0,000771	-301.000,0	-1,632	321,85	0,032
M-C Pentane (C6H12)		0,06	84,42	0,0506	0,0027461	-137.700,0	-4,479	157,66	0,095
Cyclohexane (C6H12)		0,09	84,42	0,0760	0,0041191	-157.700,0	-7,695	163,09	0,148
M-C Hexane (C7H14)		0,14	98,49	0,1379	0,0074754	-190.200,0	-14,436	184,38	0,260
Benzene (C6H6)		0,29	78,12	0,2265	0,0122822	49.000,0	7,704	136,89	0,400
Toluene (C7H8)		0,18	92,15	0,1659	0,0089925	13.100,0	1,278	162,23	0,295
Xylene (C8H10)		0,03	106,18	0,0319	0,0017269	-24.100,0	-0,392	147,1	0,045
JUMIAH		100,010		18,4434	1		-4.211,475		42,171
Q rate input unit 6 (kJ/kg)		-17.583.558,638		Q rate (kJ/jam)		-17.761.411,606		Q rate (kJ/jam)	
								177.852,968	

Tabel E32. Perhitungan Data Operasional perubahan entalpi dan *heat rate* dari *input Unit 7 (LP Fuel Gas) 100% Flowrate*

P	5,160	psig	Flowrate	1,4789	MMSCFD				
	1,351	atm		1.740,917	m3/jam				
T	136.901,946	Pa	density	0,933	kg/m3				
	106,4	F	mass rate	1.623,755	kg/jam				
	41,333	C	ΔT	15	K				
	314,483	K							
Tref	25 C	298,15 K							
Pref	1 atm								
Komponen		%mol	M (kg/kmol)	Mi (kg/kmol)	%mass	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)	cp (kJ/kmolK)	delta h (kJ/kg)
N2		0,5	28	0,1400	0,0079583	0,0	0,000	29,19	0,136
Methane (CH4)		93,74	16,04	15,0359	0,854711	-74.870,0	-3.989,540	36,461	31,734
Ethane (C2H6)		3,35	30,07	1,0073	0,0572622	-84.000,0	-159,961	54,922	1.708
Propanes (C3H8)		1,15	44,09	0,5070	0,0288223	-104.700,0	-68,444	77,828	0,831
Butanes (C4H10)		0,3	58,12	0,1744	0,0099114	-125.600,0	-21,419	105,07	0,293
iso-Butane (C4H10)		0,24	58,12	0,1395	0,0079292	-134.200,0	-18,309	103,03	0,230
Pentane (C5H12)		0,1	72,14	0,0721	0,0041008	-173.300,0	-9,851	172,69	0,160
iso-Pentane (C5H12)		0,13	72,14	0,0938	0,005331	-154.000,0	-11,380	128,73	0,155
Hexane (C6H14)		0,49	86,07	0,4217	0,0239739	-198.100,0	-55,179	200,17	0,911
JUMLAH		100,000		17,5918	1		-4.334,082		36,157
Q rate input unit 7 (kJ/kg)		-6.978.779,321		Q rate (kJ/jam)		-7.037.489,323		Q rate (kJ/jam)	
								58.710,002	

Tabel E33. Perhitungan entalpi pembentukan dari Flue Gas Data Opearasional Unit 7
(*LP Fuel Gas*)

Komponen Produk dengan EA 0%	koefisien mol	M (kg/kmol)	mass	%mass	Mi (kg/kmol)	hf (kJ/kmol)	jumlah hf (kJ/kg)
CO2	1,1014	44,01	48,47261	0,15501	4,29520	-393.500,0	-1.385,997
H2O	2,0964	18,02	37,77713	0,12081	3,34746	-241.820,0	-1.621,209
SO2	0	64,06	0	0,00000	0,00000	-296.810,0	0,000
N2	8,087496	28	226,4499	0,72418	20,06592	0,0	0,000
O2	0	32	0	0,00000	0,00000	0,0	0,000
JUMLAH	11,285296		312,6996		27,709		-3.007,206
Q rate (kJ/jam)						-86.139.130,575	

Tabel P34. Hasil Perhitungan Berat Molekuler dan %mass untuk Hidrokarbon Masing-Masing Unit Pada Data Operasional

Komponen	Mi hidrokarbon (kg/kmol)				
	Unit 1	Unit 3	Unit 5	Unit 6	Unit 7
Methane (CH ₄)	4,916278	13,587	8,412	14,953	15,111
Ethane (C ₂ H ₆)	0,50395	1,090	0,261	1,009	1,012
Propanes (C ₃ H ₈)	5,461917	0,726	1,825	0,511	0,510
Butanes (C ₄ H ₁₀)	0,100632	0,650	0,000	0,199	0,175
iso-Butane (C ₄ H ₁₀)	0	0,000	0,000	0,182	0,174
Pentane (C ₅ H ₁₂)	0	0,572	0,000	0,113	0,087
iso-Pentane (C ₅ H ₁₂)	0	0,000	0,000	0,151	0,131
Hexane (C ₆ H ₁₄)	0	0,870	0,000	0,253	0,562
Heptane (C ₇ H ₁₆)	0,196191	0,490	0,233	0,207	0,000
Octane (C ₈ H ₁₈)	5,111353	0,076	6,261	0,215	0,000
Nonane (C ₉ H ₂₀)	0,133959	0,010	0,130	0,039	0,000
Decane (C ₁₀ H ₂₂)	0,027877	0,005	0,014	0,009	0,000
M-C Pentane (C ₆ H ₁₂)	0,06619	0,000	0,070	0,064	0,000
Cyclohexane (C ₆ H ₁₂)	0,044127	0,000	0,148	0,085	0,000
M-C Hexane (C ₇ H ₁₄)	11,0395	0,000	23,963	0,172	0,000
H ₂ S	8,193228	0,240	0,000	0,000	0,000
Benzene (C ₆ H ₆)	10,94854	0,187	5,672	0,100	0,000
IPBZ, NPBZ, 124TB (C ₉ H ₁₂)	0,126045	6,159	0,085	0,000	0,000
Toluene (C ₇ H ₈)	0,024084	0,220	0,028	0,113	0,000
Xylene (C ₈ H ₁₀)	0,835981	0,254	0,835	0,023	0,000
Jumlah	47,730	25,136	47,937	18,397	17,762

Tabel P34. (lanjutan)

Komponen	%mass kandungan hidrokarbon terhadap seluruh komponen				
	Unit 1	Unit 3	Unit 5	Unit 6	Unit 7
Methane (CH ₄)	0,00341	0,44320	0,00422	0,80142	0,84409
Ethane (C ₂ H ₆)	0,00035	0,03557	0,00013	0,05406	0,05655
Propanes (C ₃ H ₈)	0,00379	0,02369	0,00092	0,02737	0,02846
Butanes (C ₄ H ₁₀)	0,00007	0,02121	0,00000	0,01067	0,00979
iso-Butane (C ₄ H ₁₀)	0,00000	0,00000	0,00000	0,00974	0,00972
Pentane (C ₅ H ₁₂)	0,00000	0,01867	0,00000	0,00604	0,00483
iso-Pentane (C ₅ H ₁₂)	0,00000	0,00000	0,00000	0,00811	0,00730
Hexane (C ₆ H ₁₄)	0,00000	0,02837	0,00000	0,01355	0,03139
Heptane (C ₇ H ₁₆)	0,00014	0,01599	0,00012	0,01107	0,00000
Octane (C ₈ H ₁₈)	0,00355	0,00246	0,00314	0,01152	0,00000
Nonane (C ₉ H ₂₀)	0,00009	0,00032	0,00007	0,00211	0,00000
Decane (C ₁₀ H ₂₂)	0,00002	0,00016	0,00001	0,00050	0,00000

M-C Pentane (C ₆ H ₁₂)	0,00005	0,00000	0,00004	0,00344	0,00000
Cyclohexane (C ₆ H ₁₂)	0,00003	0,00000	0,00007	0,00458	0,00000
M-C Hexane (C ₇ H ₁₄)	0,00766	0,00000	0,01202	0,00924	0,00000
H ₂ S	0,00569	0,00781	0,00000	0,00000	0,00000
Benzene (C ₆ H ₆)	0,00760	0,00610	0,00285	0,00534	0,00000
IPBZ, NPBZ, 124TB (C ₉ H ₁₂)	0,00009	0,20089	0,00004	0,00000	0,00000
Toluene (C ₇ H ₈)	0,00002	0,00719	0,00001	0,00604	0,00000
Xylene (C ₈ H ₁₀)	0,00058	0,00829	0,00042	0,00123	0,00000
Jumlah	0,033	0,820	0,024	0,986	0,992

Tabel P35. Hasil Perhitungan Jumlah Kebutuhan Udara dan
Jumlah *Flue Gas* Data Operasional

	Excess Air	Unit 1	Unit 3	Unit 5	Unit 6
mol udara teori		0,67015	12,047	0,019	10,571
AFR mol teori		21,8932	13,744	0,959	10,648
AFR mass teori		13,2882	15,841	0,580	16,767
mol udara aktual	10%	0,737	13,251	0,021	11,628
	15%	0,771	13,854	0,022	12,157
	20%	0,804	14,456	0,023	12,685
	25%	0,838	15,058	0,024	13,214
	30%	0,871	15,661	0,025	13,742
	35%	0,905	16,263	0,026	14,271
AFR mol aktual	10%	24,083	15,119	1,055	11,712
	15%	25,177	15,806	1,103	12,245
	20%	26,272	16,493	1,151	12,777
	25%	27,367	17,181	1,199	13,310
	30%	28,461	17,868	1,247	13,842
	35%	29,556	18,555	1,295	14,374
AFR mass aktual	10%	14,617	17,425	0,638	18,444
	15%	15,281	18,217	0,667	19,282
	20%	15,946	19,009	0,696	20,121
	25%	16,610	19,801	0,725	20,959
	30%	17,275	20,593	0,754	21,797
	35%	17,939	21,385	0,783	22,636
mass rate BB+HK (kg/jam)		1.166,031	49,148	177,116	4.158,363
density udara (kg/m ³)		1,139	1,139	1,139	1,139
m rate udara Teori (kg/jam)		15.494,51	778,531	102,667	69.724,50

Vol rate udara Teori (m ³ /jam)		13.603,61	683,521	90,138	61.215,54
m rate udara tambahanl (kg/jam)	10%	1.549,451	77,853	10,267	6.972,451
	15%	2.324,177	116,780	15,400	10.458,67
	20%	3.098,902	155,706	20,533	13.944,90
	25%	3.873,628	194,633	25,667	17.431,12
	30%	4.648,354	233,559	30,800	20.917,35
Vol rate udara tambahan (m ³ /jam)	35%	5.423,079	272,486	35,934	24.403,57
	10%	1.360,361	68,352	9,014	6.121,555
	15%	2.040,542	102,528	13,521	9.182,332
	20%	2.720,722	136,704	18,028	12.243,10
	25%	3.400,903	170,880	22,535	15.303,88
	30%	4.081,083	205,056	27,041	18.364,66
	35%	4.761,264	239,232	31,548	21.425,44
m rate flue teori (kg/jam)		50.685,53	838,473	7.466,39	73.941,89
m rate flue aktual (kg/jam)	10%	52.234,98	916,326	7.476,65	80.914,34
	15%	53.009,70	955,252	7.481,79	84.400,56
	20%	53.784,43	994,179	7.486,92	87.886,79
	25%	54.559,15	1.033,10	7.492,05	91.373,02
	30%	55.333,88	1.072,03	7.497,19	94.859,24
	35%	56.108,61	1.110,95	7.502,32	98.345,47

Tabel P36. Hasil Perhitungan Jumlah Kebutuhan Udara dan Jumlah *Flue Gas* Data Operasional Variasi Unit 7

	excess air	Unit 7 (fuel gas)		
		60%	80%	100%
mass rate BB+HK (kg/jam)		966,596	1.288,795	1.610,994
m rate udara teori (kg/jam)		16.212,288	21.616,384	27.020,480
vol rate udara teori		14.233,791	18.978,388	23.722,985
m rate udara tambahan (kg/jam)	10%	1.621,229	2.161,638	2.702,048
	15%	2.431,843	3.242,458	4.053,072
	20%	3.242,458	4.323,277	5.404,096
	25%	4.053,072	5.404,096	6.755,120
	30%	4.863,686	6.484,915	8.106,144
	35%	5.674,301	7.565,734	9.457,168
vol rate udara tambahan (kg/jam)	10%	1.423,379	1.897,839	2.372,299
	15%	2.135,069	2.846,758	3.558,448
	20%	2.846,758	3.795,678	4.744,597
	25%	3.558,448	4.744,597	5.930,746

	30%	4.270,137	5.693,516	7.116,896
	35%	4.981,827	6.642,436	8.303,045
m rate flue gas teori (kg/jam)		17.186,541	22.915,389	28.644,236
m rate flue gas aktual (kg/jam)	10%	18.807,770	25.077,027	31.346,284
	15%	19.618,385	26.157,846	32.697,308
	20%	20.428,999	27.238,665	34.048,332
	25%	21.239,613	28.319,485	35.399,356
	30%	22.050,228	29.400,304	36.750,380
	35%	22.860,842	30.481,123	38.101,404

Tabel P37. Jumlah mol komponen udara tambahan Data Operasional

Komponen Udara tambahan di Produk	Excess Air	Koefisien mol				
		Unit 1	Unit 3	Unit 5	Unit 6	Unit 7
N2	10%	0,0529	0,9515	0,0014	0,8350	0,8082
	15%	0,0794	1,4273	0,0022	1,2525	1,2123
	20%	0,1058	1,9031	0,0029	1,6700	1,6164
	25%	0,1323	2,3789	0,0037	2,0875	2,0206
	30%	0,1588	2,8547	0,0044	2,5050	2,4247
	35%	0,1852	3,3305	0,0052	2,9225	2,8288
O2	10%	0,0140	0,2530	0,0003	0,2220	0,2149
	15%	0,0211	0,3796	0,0005	0,3331	0,3224
	20%	0,0281	0,5061	0,0007	0,4441	0,4299
	25%	0,0351	0,6326	0,0009	0,5552	0,5374
	30%	0,0422	0,7592	0,0011	0,6662	0,6448
	35%	0,0492	0,8857	0,0013	0,7772	0,7523

Tabel E38. Hasil Perhitungan *Heat Rate* Data Operasional Variasi Jumlah Bahan Bakar

Jumlah BB	Qrate reaktan unit 7 (kJ/jam)	Qrate hf produk unit 7 (kJ/jam)	Qrate reaktan total (kJ/jam)	Qrate hf produk total (kJ/jam)
100%	-6.978.779,321	-86.139.130,575	-365.423.522,919	-706.184.735,485
80%	-5.583.023,456	-68.911.304,460	-364.027.767,055	-688.956.909,370
60%	-4.187.267,592	-51.683.478,345	-362.632.011,191	-671.729.083,255

Tabel E39. Perhitungan Koefisien Perpindahan Panas Konveksi Udara Sekitar TOX

Bagian Chamber	D1 (m)	D2 firebrick (m)	D3 kaolite (m)	Tinggi (m)	Re udara	Nu udara	h udara (W/m ² K)	A (m ²)
Lower	4,88	5,1086	5,3118	10,548	1.090.006,34	1.133,895	5,61418799	161,732
Upper	4,88	0	5,1848	4,736	1.063.945,34	1.114,849	5,65509444	72,617

Tabel E40. Perhitungan *Heat Loss* Pada Dinding TOX dan suhu *Flue Gas* Data Operasional

Flowrate Fuel Gas	Excess Air	mass rate flue gas (kg/jam)	T Flue Gas (K)	ρ (kg/m ³)	k (W/mK)	u (Ns/m ²)	cp (kJ/kgK)
60%	0%	150.118,829	1.495,811	1,1805	0,0736	0,0000421	1,3260
	10%	160.350,010	1.355,029	1,3031	0,0743	0,0000426	1,3131
	15%	165.465,601	1.293,970	1,3650	0,0746	0,0000429	1,3074
	20%	170.581,192	1.237,772	1,4275	0,0749	0,0000432	1,3021
	25%	175.696,782	1.186,581	1,4895	0,0752	0,0000434	1,2972
	30%	180.812,373	1.138,908	1,5522	0,0754	0,0000436	1,2926
	35%	185.927,964	1.095,440	1,6142	0,0757	0,0000438	1,2884
80%	0%	155.847,676	1.509,288	1,1699	0,0736	0,0000421	1,3260
	10%	166.619,267	1.366,145	1,2925	0,0743	0,0000426	1,3131
	15%	172.005,063	1.304,103	1,3544	0,0746	0,0000429	1,3074
	20%	177.390,858	1.247,010	1,4169	0,0749	0,0000432	1,3021
	25%	182.776,654	1.194,900	1,4791	0,0752	0,0000434	1,2972
	30%	188.162,449	1.146,675	1,5417	0,0754	0,0000436	1,2926
	35%	193.548,245	1.102,534	1,6038	0,0757	0,0000438	1,2884
100%	0%	161.576,523	1.521,766	1,1594	0,0736	0,0000421	1,3260
	10%	172.888,524	1.376,456	1,2828	0,0743	0,0000426	1,3131
	15%	178.544,524	1.313,435	1,3448	0,0746	0,0000429	1,3074
	20%	180.795,691	1.255,564	1,4072	0,0749	0,0000432	1,3021
	25%	189.856,525	1.202,746	1,4695	0,0752	0,0000434	1,2972
	30%	195.512,525	1.153,857	1,5321	0,0754	0,0000436	1,2926
	35%	201.168,525	1.109,091	1,5944	0,0757	0,0000438	1,2884

Tabel E40. (lanjutan)

Pr	Re flue	Nu flue	h flue (W/m ² K)	U lower (W/m ² K)	Qrate loss lower (kJ/jam)	T flue gas 2 (K)	U upper (W/m ² K)	Qrate loss upper (kJ/jam)	T in WHRU (K)
0,7379	258.669,770	449,074	6,774	1,152	803.511,695	1.491,774	1,616	504.203,738	1.489,241
0,7353	272.461,370	467,638	7,121	1,162	714.996,720	1.351,623	1,635	450.247,694	1.349,495
0,7342	279.436,621	476,970	7,294	1,166	676.300,122	1.290,844	1,644	426.583,988	1.288,872
0,7331	286.455,853	486,321	7,465	1,171	640.490,245	1.234,888	1,652	404.636,607	1.233,067
0,7321	293.513,697	495,685	7,636	1,175	607.729,884	1.183,915	1,661	384.523,229	1.182,228
0,7312	300.605,626	505,055	7,806	1,179	577.054,628	1.136,439	1,669	365.646,762	1.134,875
0,7304	307.727,791	514,425	7,976	1,183	548.980,544	1.093,148	1,676	348.345,037	1.091,694
0,7379	268.541,147	462,733	6,980	1,158	816.654,418	1.505,337	1,627	513.548,698	1.502,852
0,7353	283.113,881	482,209	7,343	1,168	726.097,025	1.362,827	1,646	458.210,286	1.360,732
0,7342	290.480,397	491,992	7,523	1,172	686.534,020	1.301,050	1,655	433.956,001	1.299,120
0,7331	297.891,280	501,792	7,703	1,176	649.929,507	1.244,196	1,664	411.464,956	1.242,415
0,7321	305.341,114	511,601	7,882	1,181	616.370,606	1.192,300	1,672	390.807,506	1.190,652
0,7312	312.825,332	521,413	8,059	1,184	585.157,299	1.144,269	1,680	371.553,335	1.142,741
0,7304	320.340,053	531,224	8,236	1,188	556.474,682	1.100,302	1,687	353.831,358	1.098,894
0,7379	278.412,524	476,291	7,184	1,164	828.983,460	1.517,897	1,638	522.358,806	1.515,459
0,7353	293.766,393	496,670	7,563	1,173	736.516,771	1.373,211	1,657	465.719,741	1.371,160
0,7342	301.524,173	506,900	7,751	1,178	696.092,318	1.310,453	1,666	440.877,215	1.308,564
0,7331	303.608,993	509,482	7,821	1,179	657.304,510	1.252,772	1,669	416.553,198	1.251,003
0,7321	317.168,532	527,394	8,125	1,186	624.564,775	1.200,210	1,683	396.785,071	1.198,599
0,7312	325.045,039	537,645	8,310	1,190	592.740,282	1.151,512	1,690	377.106,737	1.150,019
0,7304	332.952,314	547,892	8,495	1,193	563.483,620	1.106,917	1,698	358.986,216	1.105,532

Tabel E41. Perhitungan WHRU

Pr	Re flue	Nu flue	h flue (W/m ² K)	U lower (W/m ² K)	Qrate loss lower (kJ/jam)	T flue gas 2 (K)	U upper (W/m ² K)	Qrate loss upper (kJ/jam)	T in WHRU (K)
0,7379	258.669,770	449,074	6,774	1,152	803.511,695	1.491,774	1,616	504.203,738	1.489,241
0,7353	272.461,370	467,638	7,121	1,162	714.996,720	1.351,633	1,635	450.247,694	1.349,495
0,7342	279.436,621	476,970	7,294	1,166	676.300,122	1.290,844	1,644	426.583,988	1.288,872
0,7331	286.455,853	486,321	7,465	1,171	640.490,245	1.234,888	1,652	404.636,607	1.233,067
0,7321	293.513,697	495,685	7,636	1,175	607.729,884	1.183,915	1,661	384.523,229	1.182,228
0,7312	300.605,626	505,055	7,806	1,179	577.054,628	1.136,439	1,669	365.646,762	1.134,875
0,7304	307.727,791	514,425	7,976	1,183	548.980,544	1.093,148	1,676	348.345,037	1.091,694
0,7379	268.541,147	462,733	6,980	1,158	816.654,418	1.505,337	1,627	513.548,698	1.502,852
0,7353	283.113,881	482,209	7,343	1,168	736.097,025	1.362,827	1,646	458.210,286	1.360,732
0,7342	290.480,397	491,992	7,523	1,172	686.534,020	1.301,050	1,655	433.956,001	1.299,120
0,7331	297.891,280	501,792	7,703	1,176	649.929,507	1.244,196	1,664	411.464,956	1.242,415
0,7321	305.341,114	511,601	7,882	1,181	616.370,606	1.192,300	1,672	390.807,506	1.190,652
0,7312	312.825,332	521,413	8,059	1,184	585.157,299	1.144,269	1,680	371.553,335	1.142,741
0,7304	320.340,053	531,224	8,236	1,188	556.474,682	1.100,302	1,687	353.831,358	1.098,884
0,7379	278.412,524	476,291	7,184	1,164	828.983,460	1.517,897	1,638	522.358,806	1.515,459
0,7353	293.766,393	496,670	7,563	1,173	736.516,771	1.373,211	1,657	465.719,741	1.371,160
0,7342	301.524,173	506,900	7,751	1,178	696.092,318	1.310,453	1,666	440.877,215	1.308,564
0,7331	303.608,993	509,482	7,821	1,179	657.304,510	1.252,772	1,669	416.553,198	1.251,003
0,7321	317.168,532	527,394	8,125	1,186	624.564,775	1.200,210	1,683	396.785,071	1.198,599
0,7312	325.045,039	537,645	8,310	1,190	592.740,282	1.151,512	1,690	377.106,737	1.150,019
0,7304	332.952,314	547,892	8,495	1,193	563.483,620	1.106,917	1,698	358.986,216	1.105,532

Tabel E42. Iterasi Laju Aliran Panas terhadap Massa

$\Delta T_{lm,cf}$	P	R	Q total (kJ/jam) pada mass flow oil masing-masing				
			500.000 kg/jam	600.000 kg/jam	700.000 kg/jam	800.000 kg/jam	900.000 kg/jam
319,491	0,0365	25,462	70.012.194,28	74.044.530,95	77.349.832,94	80.119.921,38	82.482.387,35
304,392	0,0390	23,683	67.394.960,68	71.316.210,33	74.533.842,27	77.232.818,59	79.536.344,91
290,281	0,0417	22,045	64.911.116,27	68.724.905,72	71.857.560,25	74.487.492,17	76.733.709,54
277,230	0,0445	20,553	62.587.447,45	66.299.403,58	69.351.439,33	71.915.808,19	74.107.564,98
264,892	0,0474	19,163	60.354.357,73	63.966.372,35	66.939.098,87	69.438.838,58	71.576.815,70
253,472	0,0504	17,895	58.266.619,36	61.784.186,44	64.681.895,59	67.120.459,32	69.207.500,16
322,266	0,0361	25,792	71.534.360,72	75.707.058,37	79.131.925,42	82.005.364,40	84.458.248,77
306,961	0,0386	23,984	68.844.129,02	72.900.911,36	76.234.190,70	79.033.271,34	81.424.479,86
292,659	0,0412	22,319	66.290.948,42	70.235.569,45	73.480.044,34	76.206.900,41	78.538.112,82
279,407	0,0440	20,800	63.895.721,39	67.733.623,91	70.893.491,04	73.551.460,17	75.825.396,23
266,955	0,0469	19,394	61.611.531,89	65.345.755,96	68.423.257,54	71.014.048,88	73.232.045,85
255,385	0,0499	18,106	59.465.430,41	63.101.009,80	66.100.051,24	68.626.787,26	70.791.401,36
324,834	0,0357	26,098	72.992.175,32	77.301.645,62	80.843.261,96	83.817.790,50	86.359.243,36
309,322	0,0382	24,261	70.227.933,86	74.416.498,50	77.862.465,77	80.759.261,93	83.236.188,54
294,840	0,0408	22,571	67.606.782,52	71.678.469,95	75.031.783,23	77.853.148,73	80.267.364,90
281,454	0,0435	21,033	65.155.509,39	69.116.435,60	72.381.835,88	75.131.558,83	77.486.164,22
268,858	0,0464	19,607	62.813.022,02	66.666.029,86	69.845.585,55	72.525.220,56	74.821.413,93
257,150	0,0494	18,301	60.610.631,63	64.360.848,86	67.458.534,74	70.071.256,67	72.311.634,50

Tabel E42. (lanjutan)

Q total (kg/jam) pada mass flow oil masing-masing						
1.000.000 kg/jam	1.100.000 kg/jam	1.200.000 kg/jam	1.300.000 kg/jam	1.400.000 kg/jam	1.500.000 kg/jam	
84.525.974,82	86.314.624,67	87.895.747,16	89.305.343,21	90.571.306,57	91.715.626,25	
81.530.220,75	83.276.331,84	84.820.607,90	86.197.954,80	87.435.438,05	88.554.408,14	
78.679.187,96	80.383.838,62	81.892.166,56	83.238.022,42	84.447.672,57	85.541.850,72	
76.007.022,05	77.672.226,33	79.146.336,34	80.462.204,53	81.645.340,81	82.715.894,55	
73.430.756,12	75.056.892,56	76.497.070,86	77.783.168,77	78.939.956,37	79.987.010,87	
71.018.309,32	72.607.410,09	74.015.410,40	75.273.268,15	76.405.054,82	77.429.807,00	
86.581.746,15	88.441.631,95	90.086.734,24	91.554.169,44	92.872.722,45	94.065.103,99	
83.495.926,35	85.311.249,37	86.917.735,88	88.351.361,36	89.640.047,09	90.805.837,44	
80.558.859,49	82.330.726,01	83.899.516,38	85.300.106,55	86.559.584,44	87.699.350,71	
77.797.703,32	79.528.022,42	81.060.751,21	82.429.721,96	83.661.230,80	84.776.066,32	
75.156.982,10	76.846.623,12	78.344.008,09	79.681.959,62	80.886.006,93	81.976.345,03	
72.671.099,77	74.321.870,87	75.785.465,27	77.093.747,02	78.271.516,63	79.338.404,72	
88.561.113,20	90.490.940,08	92.198.919,10	93.723.244,36	95.093.563,31	96.333.286,21	
85.383.565,68	87.266.713,20	88.934.223,17	90.423.101,71	91.762.096,26	92.973.922,18	
82.361.712,66	84.199.381,13	85.827.421,43	87.281.696,08	88.590.084,95	89.774.632,77	
79.530.068,11	81.324.448,67	82.914.901,12	84.336.206,48	85.615.423,52	86.773.961,75	
76.815.817,76	78.567.666,38	80.121.145,34	81.509.986,90	82.760.452,46	83.893.333,90	
74.258.702,68	75.969.852,32	77.487.930,80	78.845.673,85	80.068.584,57	81.176.867,03	

BIODATA PENULIS



Alfian Bani Susiloputra lahir di Pekalongan pada 26 Maret 1994, merupakan anak pertama dari tiga bersaudara. Riwayat pendidikan penulis dimulai pada tahun 1998 di TK Sudirman Pekalongan. Lalu penulis melanjutkan pendidikan di SDN Medono 07 Pekalongan, SMPN 2 Pekalongan, dan menyelesaikan pendidikan menengah atas di SMAN 1 Pekalongan pada tahun 2012. Penulis melanjutkan studi tingkat perguruan tinggi pada tahun 2012 di Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya, mengambil jurusan S1 Teknik Mesin - FTI. Penulis mengambil bidang studi Konversi Energi. Selama belajar di bangku kuliah, penulis aktif di Unit Kegiatan Mahasiswa (UKM) Workshop Entrepreneurship & Technology (WE&T) sebagai anggota pada tahun 2013-2014 dan Sekretaris Departemen WE&T Corporation pada tahun 2014-2015. Penulis juga aktif sebagai grader mata kuliah Gambar Mesin (semester 3), asisten dosen mata kuliah Statika (semester 4), dan asisten praktikum mata kuliah Perpindahan Panas (semester 6-7). Penulis pernah melakukan Kerja Praktek di PT Pertamina EP Asset 4 Field Cepu pada tahun 2015. Untuk informasi lebih lanjut dan saran dapat menghubungi penulis melalui alamat email alfianbani26@gmail.com.